



TUGAS AKHIR TM141585

**STUDI NUMERIK VARIASI VOLUME BED
MATERIAL TERHADAP KONDISI OPERASIONAL
BOILER CIRCULATING FLUIDIZED BED (CFB)
PADA PEMBEBANAN 28.6 MW**

BAYU ADI MULIAWAN
NRP. 02111545000046

Dosen Pembimbing
Dr. Bambang Sudarmanta, S.T., M.T.

DEPARTEMEN TEKNIK MESIN
Fakultas Teknologi Industri
Institut Teknologi Sepuluh Nopember
Surabaya 2018



TUGAS AKHIR TM141585

**STUDI NUMERIK VARIASI VOLUME BED
MATERIAL TERHADAP KONDISI OPERASIONAL
BOILER CIRCULATING FLUIDIZED BED (CFB)
PADA PEMBEBANAN 28.6 MW**

BAYU ADI MULIAWAN
NRP. 02111545000046

Dosen Pembimbing
Dr. Bambang Sudarmanta, S.T., M.T.

DEPARTEMEN TEKNIK MESIN
Fakultas Teknologi Industri
Institut Teknologi Sepuluh Nopember
Surabaya 2018



FINAL PROJECT TM 141585

**NUMERICAL STUDY VARIATION OF MATERIAL
BED VOLUME TO OPERATIONAL CONDITIONS
OF CIRCULATING FLUIDIZED BED (CFB)
BOILER AT 28,6 MW LOAD**

**BAYU ADI MULIAWAN
NRP. 02111545000046**

**Advisor
Dr. Bambang Sudarmanta, S.T., M.T.**

**DEPARTMENT OF MECHANICAL ENGINEERING
Faculty Of Industrial Technology
Sepuluh Nopember Institute Of Technology
Surabaya 2018**

**STUDI NUMERIK VARIASI VOLUME BED
MATERIAL TERHADAP KONDISI OPERASIONAL
BOILER CIRCULATION FLUIDIZED BED (CFB)
PADA PEMBEBANAN 28.6 MW**

TUGAS AKHIR

Diajukan Untuk Memenuhi Salah Satu Syarat
Memperoleh Gelar Sarjana Teknik
pada
Program Studi S-1 Departemen Teknik Mesin
Fakultas Teknologi Industri
Institut Teknologi Sepuluh Nopember

Oleh :

BAYU ADI MULIAWAN

NRP. 02111545000046

Disetujui oleh Tim Penguji Tugas Akhir :

1. Dr. Bambang Sudarmanta, ST, MT
NIP. 197301161997021001 (Pembimbing)
2. Dr. Ir. Atok Setiawan, M.Eng.Sc
NIP. 196604021989031002 (Penguji I)
3. Giri Nugroho, ST., M.Sc
NIP. 197910292012121002 (Penguji II)

SURABAYA

JULI, 2018

**STUDI NUMERIK VARIASI VOLUME BED MATERIAL
TERHADAP KONDISI OPERASIONAL *BOILER*
CIRCULATION FLUIDIZED BED (CFB)
PADA PEMBEBANAN 28.6 MW**

Nama : Bayu Adi Muliawan
NRP : 02111545000046
Jurusan : Teknik Mesin FTI-ITS
Pembimbing : Dr. Bambang Sudarmanta, ST., MT.

Abstrak

PLTU Air Anyir adalah sebuah pembangkit listrik tenaga uap dengan daya sebesar 30 MW yang berlokasi di Bangka Belitung dan merupakan salah satu PLTU di Indonesia yang menggunakan *boiler* dengan tipe *circulating fluidized bed (CFB)*. *Boiler* tipe *circulating fluidized bed* menggunakan *bed material* yang merupakan partikel-partikel seperti pasir atau *fuel ash* sebagai media penghantar panas sehingga panas didalam *furnace* akan menjadi lebih stabil, pada *boiler circulating fluidized bed* juga terdapat alat tambahan yaitu *cyclone*, *cyclone* digunakan untuk memisahkan *material bed* dan partikel batu bara yang terbawa keluar *furnace* bersama dengan *flue gas* untuk disirkulasikan kembali menuju *furnace*.

Untuk mengetahui apakah volume *material bed* dapat mempengaruhi kondisi operasional *boiler circulating fluidized bed* yang dihasilkan pada *boiler* maka dilakukan simulasi dengan bantuan *software CFD FLUENT* dengan pemodelan *multiphase eulerian*, *energy equation*, *viscous* dengan menggunakan *k-ε Standar* untuk menyelesaikan permasalahan *heating*, *bouyancy* dan *combustion*, *species* menggunakan *species transport reaction* dan *discrete phase model* diaktifkan untuk mendefinisikan injeksi untuk *inlet* batubara sedangkan untuk *radiasi*, *heat exchanger*, *solidification*, *acoustic*, *eulerian wall film* dimatikan. Simulasi dilakukan dengan memvariasikan volume *material bed* menjadi 5 kasus dan pada masing-masing kasus memiliki volume *material*

bed yang berbeda-beda yaitu 10 m³, 20 m³, 30 m³, 40 m³ dan 50 m³. Dalam simulasi ini digunakan data operasional PLTU Air Anyir pada pembebanan 28.6 MW.

Hasil simulasi dianalisa pada beberapa parameter yaitu fluidisasi *material bed*, kecepatan udara *superfisial*, tekanan pada *windbox*, potensi erosi pada *cyclone* dan temperatur pada *furnace*. Pada analisa pembakaran dengan temperatur ideal 800 °C sampai 900 °C, seluruh kasus memenuhi kriteria dengan temperatur masing-masing kasus adalah 881 °C, 830 °C, 833 °C, 829 °C dan 830 °C. Pada analisa fluidisasi bed dengan ketinggian fluidisasi bed maksimal 2.7 m dan analisa tekanan *windbox* dengan tekanan ideal adalah 6.5 kPa sampai 7.5 kPa, kasus yang memenuhi kriteria hanyalah kasus 1 dengan ketinggian fluidisasi bed 2.1 m dan tekanan *windbox* sebesar 6.6 kPa. Pada analisa kecepatan udara *superficial* dengan kecepatan udara *superficial* ideal adalah 4 m/s sampai 6 m/s, kasus yang memenuhi kriteria adalah kasus 1 dan kasus 2 dengan kecepatan udara *superficial* sebesar 4.9 m/s dan 4.1 m/s. Pada analisa erosi, kecepatan bed material dan volume fraksi pada *cyclone* akan semakin berkurang seiring bertambahnya volume bed material sehingga kasus 1 dengan volume bed material sebesar 10 m³ memiliki potensi erosi pada *cyclone* lebih besar dibandingkan kasus 5 dengan volume bed material 50 m³.

Kata kunci : PLTU Air Anyir, *Circulation Fluidized Bed (CFB) Boiler, Computational Fluid Dynamics (CFD), material bed volume.*

NUMERICAL STUDY VARIATION OF MATERIAL BED VOLUME TO OPERATIONAL CONDITIONS OF CIRCULATING FLUIDIZED BED (CFB) BOILER AT 28,6 MW LOAD

Name : Bayu Adi Muliawan
NRP : 02111545000046
Department : Mechanical Engineering FTI - ITS
Advisor : Dr. Bambang Sudarmanta, ST., MT.

Abstract

PLTU Air Anyir is a 30 MW steam power plant located in Bangka Belitung and is one of Indonesia's power plant which uses boiler with circulating fluidized bed (CFB) type. The circulating fluidized bed boiler uses a material bed that is particles such as sand or fuel ash as a heat conductor medium so that the heat inside the furnace will become more stable, in the circulating fluidized bed boiler there is also an additional tool that is cyclone, cyclone is used to separate the material bed and the coal particles carried out of the furnace along with the flue gas to be recirculated to the furnace.

To know whether the volume of material bed can affect the operational condition of boiler circulating fluidized bed produced in the boiler then simulated with CFD FLUENT software with eulerian multiphase modeling, energy equation, viscous using k- ϵ Standard for solving heating, bouyancy and combustion problems, species using transport reaction species and discrete phase models are enabled to define injections for coal inlets while for radiation, heat exchangers, solidification, acoustic, eulerian wall films are switched off. Simulations were performed by varying the volume of material bed into 5 cases and in each case having different material bed volumes of 10 m³, 20 m³, 30 m³, 40 m³ and 50 m³. In this simulation the operational data of PLTU Air Anyir is used in loading 28.6 MW.

The simulation results were analyzed on several parameters: fluidization of material bed, superficial air velocity, windbox pressure, cyclone erosion potential and furnace temperature. In the combustion analysis with an ideal temperature of 800 °C to 900 °C, all cases meet the criteria with the temperature of each case being 881 °C, 830 °C, 833 °C, 829 °C and 830 °C. In bed fluidization analysis with maximal fluidization bed height of 2.7 m and windbox pressure analysis with ideal pressure is 6.5 kPa to 7.5 kPa, the case that meet the criteria is only case 1 with the height of fluidization bed is 2.1 m and windbox pressure is 6.6 kPa. In superficial air velocity analyzes with ideal superficial air velocities is 4 m/s to 6 m/s, cases that meet the criteria are case 1 and case 2 with superficial air velocity is 4.9 m/s and 4.1 m/s. In the erosion analysis, material bed speed and fractional volume in cyclone will decrease as the volume of material bed increases so that case 1 with material bed volume of 10 m³ has a greater potential for cyclone erosion than case 5 with material bed volume of 50 m³.

Keywords : Coal Fired Steam Power Plant Air Anyir, Circulation Fluidized Bed (CFB) Boiler, Computational Fluid Dynamics (CFD), material bed volume.

KATA PENGANTAR

Bismillahirrahmannirahim.

Segala puji dan syukur penulis ucapkan kepada Allah Subhanahu wa ta'ala atas segala nikmat yang telah dicurahkan kepada penulis. Dalam masa pengerjaan tugas akhir ini penulis banyak mendapatkan bantuan, bimbingan, dan masukan dari berbagai pihak. Maka pada kesempatan ini penulis ingin memberikan ucapan hormat dan terima kasih yang sebesar-besarnya kepada pihak-pihak tersebut, yakni:

1. Kedua orang tua yang tercinta, Papa dan Mama, Bambang Is Qubhani dan Dwi Yanti, serta mas Ari dan mba Nurul yang telah memberikan dukungan baik kasih sayang dan motivasi sehingga penulis bisa menyelesaikan tugas akhir ini.
2. Bapak Dr. Bambang Sudarmanta, ST, MT, selaku dosen pembimbing tugas akhir yang telah memberikan pencerahan, pembelajaran, dan bimbingan kepada penulis selama ini dengan penuh kesabaran.
3. Dr. Ir. Atok Setiawan, M.Eng.Sc dan Bapak Giri Nugroho, ST, MSc, selaku dosen penguji tugas akhir yang telah meluangkan waktunya dan telah memberikan saran dan masukan kepada penulis.
4. Bapak Dr. Wawan Aries Widodo, ST., MT. selaku dosen wali penulis yang telah banyak memberikan bimbingan dan perhatian dalam perencanaan perkuliahan penulis selama ini.

Penulis menyadari masih banyak kekurangan dalam tugas akhir ini, oleh karena itu saran dan masukan dari semua pihak sangat penulis harapkan sehingga tugas akhir ini dapat memberikan manfaat untuk pembaca dan perkembangan ilmu pengetahuan.

Surabaya, Juli 2018

Penulis

“halaman ini sengaja dikosongkan”

DAFTAR ISI

HALAMAN JUDUL	
TITLE PAGE	
LEMBAR PENGESAHAN	
ABSTRAK.....	i
ABSTRACT.....	iii
KATA PENGANTAR.....	v
DAFTAR ISI.....	vii
DAFTAR GAMBAR.....	ix
DAFTAR TABEL.....	xiii
BAB 1 PENDAHULUAN	
1.1 Latar Belakang.....	1
1.2 Perumusan Masalah.....	3
1.3 Batasan Masalah.....	4
1.4 Tujuan Penelitian.....	4
1.5 Manfaat Penelitian.....	5
BAB II TINJAUAN PUSTAKA	
2.1 Boiler.....	7
2.1.1 Boiler PLTU Air Anyir.....	9
2.2 <i>Circulating Fluidized Bed (CFB) Boiler</i>	10
2.2.1 Kecepatan Udara Fluidisasi (<i>Primary Air</i>)	12
2.2.2 Persentase Udara Pembakaran.....	17
2.2.3 Jenis Bahan Bakar.....	18
2.2.4 <i>Furnace</i>	19
2.2.5 <i>Cyclone</i>	20
2.2.6 <i>Refractory</i>	21
2.3 Batu Bara.....	22
2.4 Prinsip dan Reaksi Pembakaran.....	25
2.4.1 Perhitungan Stokiometri Pembakaran.....	27
2.5 Mekanisme Pembakaran Batu Bara pada <i>CFB Boiler</i> ...	29

2.6	Isu Operasi Pemeliharaan <i>CFB Boiler</i>	32
2.7	Simulasi Numerik pada <i>CFB Boiler</i>	37
2.7.1	Persamaan Kekekalan Massa.....	37
2.7.2	Persamaan Kekekalan Momentum.....	37
2.7.3	Persamaan Kekekalan Energi.....	38
BAB III METODE PENELITIAN		
3.1	Tahapan Penelitian.....	39
3.2	Diagram Alir Penelitian.....	41
3.3	Tahap Pemodelan dan Simulasi.....	43
3.3.1	<i>Pre-Processing</i>	43
3.3.2	<i>Processing</i>	45
3.3.3	<i>Post-processing</i>	52
3.4	Rancangan Penelitian.....	53
BAB IV ANALISA DATA DAN PEMBAHASAN		
4.1	Hasil Geometri <i>Setup</i>	57
4.2	Analisa Karakteristik Fluidisasi.....	60
4.2.1	Distribusi Fraksi Volume Bed Material.....	60
4.2.2	Distribusi Kecepatan Udara <i>Superfisial</i>	63
4.2.3	Distribusi Tekanan.....	67
4.3	Analisa Potensi Erosi pada Dinding Boiler.....	69
4.3.1	Distribusi Fraksi Volume <i>Material Bed</i>	70
4.3.2	Distribusi Kecepatan Partikel <i>Material Bed</i>	75
4.4	Analisa Karakteristik Pembakaran.....	79
BAB V KESIMPULAN DAN SARAN		
5.1	Kesimpulan.....	83
5.2	Saran.....	84
DAFTAR PUSTAKA.....		85
LAMPIRAN.....		87
TERIMA KASIH.....		97
BIODATA PENULIS.....		99

DAFTAR GAMBAR

Gambar 2.1	Skema <i>Bubbling</i> dan <i>Circulating FBC Boiler</i>	8
Gambar 2.2	Skema <i>Circulating Fluidized Bed (CFB) Boiler</i>	12
Gambar 2.3	Efek Kenaikan Kecepatan Udara terhadap Fluidisasi <i>Bed Material</i>	13
Gambar 2.4	Kontur Temperatur <i>Furnace</i> pada Variasi Kecepatan Udara Fluidisasi.....	15
Gambar 2.5	Pengaruh Kecepatan Udara Fluidisasi terhadap Maksimum Temperatur <i>Furnace</i>	16
Gambar 2.6	Pengaruh Kecepatan Udara Fluidisasi terhadap Nilai Maksimum Tekanan <i>Furnace</i>	16
Gambar 2.7	Pengaruh Persentase <i>Secondary Air</i> (SA) terhadap Jumlah Emisi NO_x	18
Gambar 2.8	Vektor Kecepatan <i>Flue Gas</i> dan <i>Bed Material</i> pada <i>Cyclone</i>	20
Gambar 2.9	Kontur Kecepatan Pasir (m/s) Pandangan Isometris, (kiri) Sebelum Dipasang <i>Refractory</i> , (kanan) Setelah Dipasang <i>Refractory</i>	21
Gambar 2.10	Tahapan Pembakaran Batu Bara pada <i>CFB Boiler</i>	30
Gambar 2.11	Daerah dan Tipe Masalah Operasi pada <i>CFB Boiler</i>	33
Gambar 2.12	Mekanisme Erosi Akibat Partikel Solid yang Menumbuk Permukaan Logam.....	34
Gambar 3.1	Diagram Alir Penelitian.....	42
Gambar 3.2	Geometri <i>CFB Boiler</i> PLTU Air Anyir Bangka...	43
Gambar 3.3	<i>Meshing CFB Boiler</i> PLTU Air Anyir Bangka...	44
Gambar 3.4	Domain Pemodelan <i>CFB Boiler</i> PLTU Air Anyir Bangka	45
Gambar 3.5	Posisi Penampang Pengamatan Data Kualitatif (kontur), (a) Penampang Horizontal atau Elevasi, (b) Penampang Vertikal	53

Gambar 4.1	<i>Pathline</i> dari <i>Primary Air</i> Sepanjang Geometri <i>CFB Boiler</i> ; (a) PA-Kanan dan PA-Kiri (b) PA-Kanan (c) PA-Kiri.....	55
Gambar 4.2	Vektor kecepatan <i>primary air</i> melalui <i>nozzle</i> ; (a) <i>face</i> (b) <i>edge</i>	56
Gambar 4.3	<i>Pathline</i> dari <i>Secondary Air</i> Sepanjang <i>CFB Boiler</i> ; (a) Pandangan Isometri (b) Pandangan Samping.....	57
Gambar 4.4	Kontur Fraksi Volume Pasir pada Penampang Tengah Sumbu-x dari <i>Furnace</i> untuk setiap kasus pada $t=0-30s$	59
Gambar 4.5	Ketinggian Fluidisasi Bed pada Setiap Kasus.....	60
Gambar 4.6	(a) Kontur Kecepatan Udara Arah Sumbu-y pada Penampang Tengah Sumbu-x dari <i>Furnace</i> . (b) Garis pengambilan data grafik.....	63
Gambar 4.7	Plot Kecepatan Superfisial pada Setiap Penampang.....	64
Gambar 4.8	Kontur Tekanan Arah Sumbu-y pada Penampang Tengah Sumbu-x dari <i>Furnace</i>	66
Gambar 4.9	Plot Tekanan terhadap Ketinggian <i>Furnace</i> pada Garis Tengah <i>Furnace</i>	66
Gambar 4.10	Kontur Fraksi Volume Pasir Pandangan Isometrik, Elevasi <i>Cyclone</i> , dan <i>Wingwall Superheater</i> Kasus 1.....	69
Gambar 4.11	Kontur Fraksi Volume Pasir Pandangan Isometrik, Elevasi <i>Cyclone</i> , dan <i>Wingwall Superheater</i> Kasus 2.....	70
Gambar 4.12	Kontur Fraksi Volume Pasir Pandangan Isometrik, Elevasi <i>Cyclone</i> , dan <i>Wingwall Superheater</i> Kasus 3.....	71
Gambar 4.13	Kontur Fraksi Volume Pasir Pandangan Isometrik, Elevasi <i>Cyclone</i> , dan <i>Wingwall Superheater</i> Kasus 4.....	72

Gambar 4.14	Kontur Fraksi Volume Pasir Pandangan Isometrik, Elevasi <i>Cyclone</i> , dan <i>Wingwall Superheater</i> Kasus 5.....	73
Gambar 4.15	Vektor Kecepatan Pasir pada <i>Cyclone</i> dan Superheater untuk Setiap Kasus.....	74
Gambar 4.16	Kontur Temperatur pada Penampang Tengah Sumbu-x dari <i>Furnace</i>	77
Gambar 4.17	Kontur Temperatur pada Penampang Tengah Sumbu-z dari <i>Furnace</i>	78
Gambar 4.18	Plot Temperatur terhadap Ketinggian <i>Furnace</i>	79

“halaman ini sengaja dikosongkan”

DAFTAR TABEL

Tabel 2.1	Perbandingan antara Keempat Jenis <i>Boiler</i>	9
Tabel 2.2	Spesifikasi <i>Boiler</i> PLTU Air Anyir.....	10
Tabel 2.3	ASTM <i>Coal Ranking</i> System.....	24
Tabel 2.4	Spesifikasi Batu Bara pada PLTU Air Anyir.....	28
Tabel 3.1	<i>Models</i> yang Digunakan dalam Simulasi <i>CFB Boiler</i> PLTU Air Anyir.....	46
Tabel 3.2	<i>Ultimate Analysis</i> dan <i>Proximate Analysis</i> Batu Bara pada PLTU Air Anyir.....	48
Tabel 3.3	Propertis Udara pada <i>CFB Boiler</i> PLTU Air Anyir.....	49
Tabel 3.4	Propertis Batu Bara <i>CFB Boiler</i> PLTU Air Anyir.....	49
Tabel 3.5	Propertis Pasir pada <i>CFB Boiler</i> PLTU Air Anyir.....	50
Tabel 3.6	<i>Boundary Condition</i> yang Digunakan Dalam Pemodelan.....	51
Tabel 3.7	Parameter <i>Input</i> Penelitian.....	54
Tabel 3.8	Parameter <i>Output</i> Simulasi.....	54
Tabel 3.9	Data Variasi Volume Bed Material.....	55
Tabel 4.1	<i>Massflow</i> pada setiap kasus.....	76

“halaman ini sengaja dikosongkan”

BAB I PENDAHULUAN

1.1. Latar Belakang

PLTU pertama kali beroperasi di Indonesia pada tahun 1962 dengan kapasitas 25 MW, suhu 500 °C dan tekanan 65 Kg/cm², *boiler* masih menggunakan pipa biasa dan pendingin generator dilakukan dengan udara. Kemajuan pada PLTU yang pertama adalah *boiler* sudah dilengkapi dinding dan pendingin generator dilakukan dengan hidrogen namun kapasitasnya masih 25 MW dengan menggunakan bahan bakar minyak bumi. Ketika kapasitas PLTU sudah mencapai 400 MW, bahan bakar yang digunakan bukanlah minyak bumi lagi melainkan batubara. PLTU batubara di Indonesia yang pertama kali dibangun adalah di Suryalaya pada tahun 1984 dengan kapasitas terpasang 4 x 400 MW.

Kinerja pembangkit listrik tergantung dari efisiensi panas pada proses pembakaran, efisiensi panas yang tinggi akan menyebabkan berkurangnya emisi gas buang hasil pembakaran. Oleh sebab itu, teknologi pembakaran merupakan hal yang terpenting dalam proses pembangkit listrik tenaga uap. Metode pembakaran pada PLTU dapat dibagi atas 3 jenis yaitu pembakaran lapisan tetap (*fixed bed combustion*), pembakaran batubara serbuk (*pulverized coal combustion/PCC*) dan pembakaran lapisan mengambang (*fluidized bed combustion/FBC*).

Pada metode pembakaran lapisan tetap, abu hasil pembakaran berupa *fly ash* berjumlah 30% dari keseluruhan dan kadar NO_x dapat diturunkan hingga 250 – 300 ppm. Sedangkan untuk menurunkan SO_x, diperlukan fasilitas tambahan berupa alat desulfurisasi gas buang. Pada metode pembakaran batubara serbuk, abu yang dihasilkan terdiri dari *clinker ash* sebanyak 15% dan sisanya berupa *fly ash*. Pada total emisi NO_x dalam gas buang, kandungan *fuel* NO_x mencapai 80 – 90%. Untuk mengatasinya dilakukan tindakan denitrasi (de-NO_x) di *boiler*

saat proses pembakaran berlangsung dengan memanfaatkan sifat reduksi NO_x dalam batubara. Dengan tindakan ini, NO_x dalam gas buang dapat ditekan hingga mencapai 150 – 200 ppm. Sedangkan untuk desulfurisasi masih memerlukan peralatan tambahan yaitu alat desulfurisasi gas buang, metode ini biasa digunakan untuk *boiler* berkapasitas besar. Pada metode pembakaran *FBC*, suhu pembakaran berkisar antara 850 – 900 °C, lebih rendah dari suhu pembakaran *PCC* yang berkisar 1400 – 1500 °C sehingga kadar *thermal* NO_x yang timbul dapat ditekan. Jika alat desulfurisasi masih diperlukan untuk penanganan SO_x pada metode pembakaran tetap dan *PCC*, pada *FBC* desulfurisasi dapat terjadi bersamaan dengan proses pembakaran didalam *boiler*. Hal ini dilakukan dengan cara mencampur batu kapur (*lime stone*, CaCO₃) dan batubara kemudian secara bersamaan dimasukkan kedalam *boiler*. Selain untuk proses desulfurisasi, batu kapur juga berfungsi sebagai media untuk *fluidized bed* karena sifatnya yang lunak sehingga pipa pemanas (*heat exchanger tube*) yang terpasang didalam *boiler* tidak mudah aus.

Berdasarkan mekanisme kerja pembakaran, metode *FBC* terbagi 2 yaitu *Bubbling Fluidized Bed Combustion (BFBC)* dan *Circulating Fluidized Bed Combustion (CFBC)*, dapat dikatakan bahwa *BFBC* merupakan prinsip dasar dari *FBC* sedangkan *CFBC* merupakan pengembangan teknologi dari *FBC*. Pada *CFBC*, terdapat alat lain yang terpasang pada *boiler* yaitu *cyclone* suhu tinggi. *Cyclone* tersebut berfungsi sebagai pemisah partikel media *fluidized bed* yang belum bereaksi dan batubara yang belum terbakar yang ikut terangkat bersama aliran gas buang. Adapun abu sisa pembakaran yang hampir semuanya berupa *fly ash* mengalir bersama gas buang dan ditangkap terlebih dahulu dengan menggunakan *Electric Precipitator* sebelum gas buang keluar ke cerobong asap (*stack*).

Salah satu PLTU di Indonesia yang menggunakan *boiler* dengan metode pembakaran *circulating fluidized bed combustion (CFBC)* adalah PLTU Air Anyir yang berlokasi di Kepulauan Bangka Belitung. PLTU Air Anyir menghasilkan daya sebesar 2

X 30 MW. Pada pengoperasiannya, PLTU Air Anyir memiliki masalah yaitu sering terjadinya fenomena *slagging*. Fenomena tersebut menyebabkan tersumbatnya pipa-pipa *nozzle*, sehingga tekanan didalam *windbox* menjadi lebih tinggi daripada tekanan didalam *boiler*. Hal ini terjadi ketika suhu pada bed material melebihi 950°C saat beban *boiler* dinaikan mendekati beban maksimal. Pada saat tekanan pada *windbox* telah mencapai 10 kPa, secara operasional akan dilakukan *draining* untuk menormalkan kembali tekanan. Kondisi yang tidak normal menyebabkan *slagging* sering terjadi sebelum waktu yang diperkirakan sehingga menimbulkan kerugian pada pihak PLTU.

Berdasarkan uraian diatas, penelitian ini dilakukan untuk mengetahui performa operasional yang terjadi akibat berkurangnya volume *bed material* dikarenakan terangkutnya *bed material* saat proses *draining* dan untuk memperkirakan waktu yang tepat untuk melakukan proses *feeding* untuk mengembalikan volume *bed material*. Untuk mendapatkan hasil data-data tersebut, penelitian ini akan dilakukan dengan metode simulasi analisa numerik dengan bantuan *software* GAMBIT untuk membuat geometri dan *mesh* dan *software* FLUENT untuk melakukan simulasi aliran yang terjadi didalam *boiler*. Penggunaan *software* dilakukan karena pada metode ini peneliti diizinkan merubahan parameter *boiler* tanpa memberikan dampak pada unit pembangkit sehingga analisa dapat dilakukan secara lebih mendalam.

1.2 Perumusan Masalah

Pada tugas akhir ini akan dilakukan penelitian untuk mengetahui bagaimana pengaruh dari perubahan ketinggian *bed material* terhadap kondisi *fluidisasi* dari distribusi *volume fraction*, kecepatan udara, tekanan di dalam *furnace* serta potensi erosi pada *superheater* dan *cyclone* kemudian dianalisa untuk dijadikan acuan untuk pengoperasian di lapangan. Penelitian ini juga dilakukan untuk melihat pengaruh perubahan ketinggian *bed material* terhadap temperatur pembakaran yang terjadi di dalam

furnace. Pelaksanaan penelitian dilakukan dengan pemodelan *Computational Fluid Dynamics (CFD)* menggunakan *software* ANSYS Fluent 16.2 dan divalidasi dengan kondisi operasi di lapangan.

1.3 Batasan Masalah

Batasan masalah yang terdapat dalam penelitian ini yaitu :

1. Penelitian dilakukan pada *Circulating Fluidized Bed (CFB) boiler* PLTU Air Anyir meliputi *furnace* dan *cyclone*.
2. Penelitian dilakukan pada saat beban 28,6 MW atau 95,33% MCR (*Maximum Continous Rate*).
3. Data operasi yang digunakan adalah data operasi aktual pada pembebanan 28.6 MW di lapangan.
4. *Bed material* hanya mencangkup pasir, sedangkan penggunaan *limestone* diabaikan.
5. Propertis batu bara dan pasir yang digunakan adalah sesuai dengan kondisi yang ada di lapangan.
6. Ukuran, diameter dan jumlah partikel pasir tidak berubah terhadap waktu.
7. Simulasi tidak mencangkup penggunaan input udara dari *loopseal* dan *make up* pasir.
8. Simulasi dilakukan dengan menggunakan perangkat lunak Gambit 2.4.6 dan Ansys Fluent 16.2.
9. Data lain yang diperlukan diambil dari literatur lain yang dianggap relevan.

1.4 Tujuan Penelitian

Tujuan dilakukannya penelitian adalah :

1. Melakukan simulasi numerik aliran udara, dan pembakaran dengan menggunakan *software* ANSYS Fluent 16.2 dengan data-data yang mendekati kondisi aktual di lapangan.

2. Mengetahui pengaruh perubahan volume *bed material* terhadap tekanan, kecepatan udara dan *fludisasi* didalam *furnace*.
3. Mengetahui pengaruh perubahan volume *bed material* terhadap potensi erosi pada *cyclone*.
4. Mengetahui pengaruh perubahan volume *bed material* terhadap temperatur pembakaran.

1.5 Manfaat Penelitian

Manfaat dari penelitian ini adalah untuk mengetahui karakteristik *bed material* pada *boiler* tipe *CFBC* sehingga didapatkan data referensi untuk mengoptimalkan kehandalan dan efisiensi *boiler* yang akan digunakan oleh PLTU Air Anyir. Selain itu, dari hasil penelitian ini juga dapat memberikan pengetahuan lebih dalam terhadap sistem kerja *boiler* tipe *Circulation Fluidized Bed Combustion (CFBC)* yang nantinya akan banyak digunakan di Indonesia dikarenakan keuntungan yang dimilikinya dan pengalaman mengenai konsep studi *Computational Fluid Dynamics (CFD)* untuk simulasi pembakaran.

“Halaman ini sengaja dikosongkan”

BAB II

TINJAUAN PUSTAKA

2.1 Boiler

Boiler atau yang juga dikenal dengan *steam generator* adalah suatu peralatan yang sangat penting dalam Pembangkit Listrik Tenaga Uap (PLTU) yang berfungsi untuk menghasilkan uap dengan memanfaatkan energi panas yang diperoleh dari pembakaran bahan bakar. Berdasarkan tipe pengapiannya (*firing*) *boiler* dapat dibedakan menjadi beberapa jenis, antara lain (Basu, P):

1. *Stocker-fired boiler*

Jenis *boiler* ini menggunakan rantai berjalan sebagai tempat pembakaran bahan bakar yang umumnya berupa padatan. Udara panas ditiupkan dari bawah rantai hingga bahan bakar seperti batu bara, terbakar. *Boiler* jenis ini dapat menggunakan bahan bakar batu bara, limbah kayu, ataupun sampah anorganik.

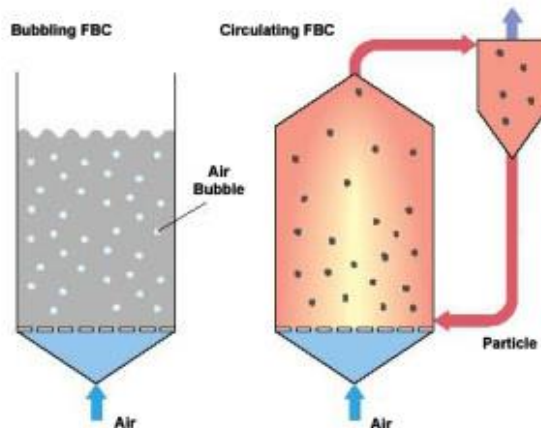
2. *Pulverized fuel boiler*

Pada *boiler* ini batu bara yang digunakan untuk bahan bakar digiling terlebih dahulu menjadi serbuk menggunakan mill sebelum diumpankan ke ruang bakar.

3. *Fluidized bed combustion (FBC) boiler*

Prinsip kerja *FBC boiler* hampir sama dengan *boiler* stoker mekanik, namun tidak menggunakan rantai, akan tetapi menggunakan tumpukan (*bed*) partikel pasir yang diletakan di dalam ruang bakar sebagai media penyimpan energi panas yang memacu batu baru untuk terus terbakar. Udara dengan tekanan dan kecepatan yang tinggi dihembuskan dari *nozzle-nozzle* yang berada pada dasar ruang bakar. Udara inilah yang akan membuat *bed* (partikel pasir) dan bahan bakar terus melayang dan berolak di dalam ruang bakar untuk mencapai efisiensi pembakaran yang baik.

Fluidized Bed Combustion (FBC) boiler sendiri dapat dibagi menjadi dua jenis berdasarkan mekanisme kerjanya, yaitu *Bubbling FBC (BFBC)* dan *Circulating FBC (CFBC)*, seperti ditampilkan pada Gambar 2.1. Dapat dikatakan bahwa *Bubbling FBC* merupakan prinsip dasar *FBC*, sedangkan *CFBC* merupakan pengembangannya.



Gambar 2.2 Skema *Bubbling* dan *Circulating FBC Boiler* (Basu, P. 2015)

Hal mendasar yang membedakan antara BFBC dan CFBC adalah pada CFBC terdapat alat lain yang terpasang pada boiler yaitu *cyclone*. *Cyclone* ini digunakan untuk memisahkan *bed material* dan partikel batu bara yang terbawa keluar *furnace* bersama *flue gas* untuk disirkulasikan kembali menuju *furnace*. Hal ini bertujuan untuk mengontrol temperatur *furnace*, meningkatkan efisiensi pembakaran, dan menjaga ketinggian *fluidized bed*.

Tabel 2.1 menunjukkan perbandingan antara *Stocker-Fired Boiler*, *Pulverized Fuel Boiler*, *Bubbling FBC Boiler*, dan *Circulating FBC Boiler* pada beberapa parameter penting.

Tabel 2.1 Perbandingan antara empat Jenis *Boiler* (Rayaprolu, K. 2009)

<i>Characteristics</i>	<i>Stocker</i>	<i>Pulverized</i>	<i>Bubbling</i>	<i>Circulating</i>
<i>Height of furnace (m)</i>	0.2	27-45	1-2	15-40
<i>Grate heat-release rate (MW/m²)</i>	0.5-1.0	4-6	0.5-1.5	3-5
<i>Coal size (mm)</i>	6-32	<0.1	0-10	0-10
<i>Combustion efficiency (%)</i>	85-90	99-99.5	90-96	95-99.5
<i>Nitrogen oxide (ppm)</i>	400-600	400-600	300-400	50-200
<i>Sulfur dioxide capture in furnace (%)</i>	<i>None</i>	<i>None</i>	80-90	80-95

2.1.1 *Boiler* PLTU Air Anyir

PLTU Air Anyir dioperasikan menggunakan *boiler* tipe CFB (*Circulating Fluidized Bed*). Spesifikasi *boiler* PLTU Air Anyir secara lebih detail dapat dilihat pada Tabel 2.2.

Tabel 2.2 Spesifikasi *Boiler* PLTU Air Anyir (Manunggal, T. 2014)

No	Parameter	Spesifikasi
1	<i>Boiler quantity</i>	2 units
2	<i>Boiler mode</i>	CG-130/9.81 – MX19
3	<i>Boiler maximal continues rate</i>	130 t/h
4	<i>Nominal steam temperature</i>	540° C
5	<i>Nominal steam pressure</i>	9.81 Mpa
6	<i>Feed water temperature</i>	219° C
7	<i>Feed water temp. without HP heater</i>	158.10° C
8	<i>Air inlet air preheater</i>	300° C
9	<i>Drum working pressure</i>	10.9 Mpa
10	<i>Boiler type</i>	CFB
11	<i>Fuel</i>	coal, oil dan mix firing
12	<i>Coal calory HHV</i>	4000Cal/kg
13	<i>Boiler thermal effisiensi</i>	>85%
14	<i>Manufacture by</i>	Sichuan Chuangu Boiler Co., LTD China

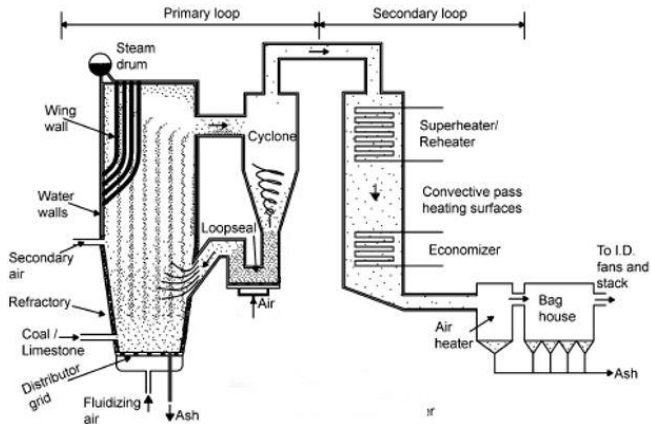
2.2 *Circulating Fluidized Bed (CFB) Boiler*

CFB boiler pertama kali dikenalkan sekitar 1970 dimana mulai digunakan secara luas di dunia industri. Ide dasar dari *fluidized bed combustion* ini adalah menginjeksikan udara pembakaran primer melalui *bed material* yang terdiri dari pasir, *limestone* dan *fuel ash*. Udara yang diinjeksikan ini pada kecepatan tertentu akan membuat *bed material* terangkat dan terjadi fluidisasi yang dapat memudahkan proses pencampuran antara bahan bakar dan udara yang juga mempercepat proses

pembakaran. Energi panas yang dihasilkan dari proses pembakaran akan dimanfaatkan untuk menguapkan air yang ada pada *tubes*, yang mana digunakan untuk memutar turbin sehingga dihasilkan energi listrik.

Pengembangan teknologi *CFB boiler* ini dilakukan sebagai solusi untuk mengurangi emisi, khususnya SO_x dan NO_x yang banyak ditimbulkan *boiler* konvensional berbahan bakar batu bara. Hal ini terjadi karena *CFB boiler* beroperasi dengan temperatur pembakaran yang cukup rendah yaitu sekitar 800-900°C sehingga dapat mengurangi kemungkinan terbentuknya emisi NO_x . Kemudian untuk menekan timbulnya emisi SO_x , pada proses pembakaran di *CFB* dimungkinkan untuk ditambahkan *limestone* (batu kapur) sebagai pengikat sulfur yang timbul dari reaksi pembakaran agar tidak terlepas ke atmosfer. Selain itu, *CFBC* memiliki fleksibilitas yang tinggi pada bahan bakar yang digunakan, sehingga walaupun memakai bahan bakar berkualitas rendah, *CFB boiler* tetap dapat mencapai efisiensi pembakaran yang baik. Keuntungan lainnya dari *CFB boiler* adalah pada proses perpindahan panasnya yang baik karena terdapat perpindahan panas langsung antara partikel dan *tube*. Sedangkan *pulverized coal fired boiler* yang hanya mengandalkan perpindahan panas secara konveksi dan radiasi sehingga membutuhkan temperatur *furnace* yang lebih tinggi.

CFB boiler seperti pada Gambar 2.2 secara umum dapat dibagi menjadi 2 bagian yaitu, *primary loop* dan *secondary loop* (*convective section*). Daerah pertama yaitu *primary loop* terdiri dari *furnace* (ruang bakar), *cyclone*, *solid recycle device*, dan penukar panas eksternal (evaporator di dalam *furnace*). Daerah kedua, *convective section* atau *back pass* terdiri dari *reheater*, *superheater*, *economizer*, dan *air preheater* yang menyerap panas dari *flue gas* hasil pembakaran untuk memanaskan fluida kerja pembangkit.

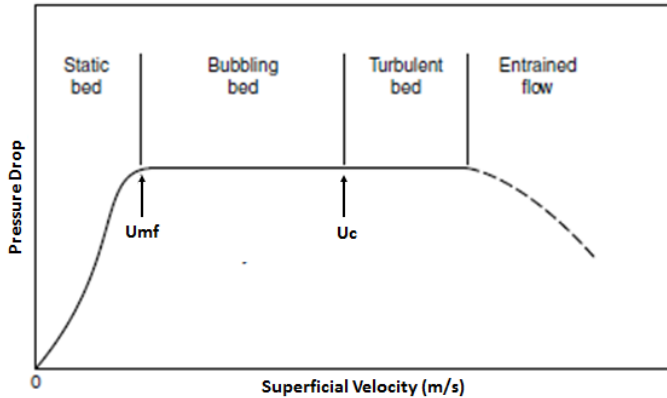


Gambar 2.2 Skema *Circulating Fluidized Bed (CFB) Boiler* (P. P. 2011)

Pada *boiler* tipe *CFB* ada banyak parameter penting yang harus diperhatikan agar *boiler* dapat beroperasi dengan optimal, efisien, dan handal. Penjelasan lebih detil mengenai parameter-parameter tersebut akan dijelaskan pada sub-bab berikut.

2.2.1 Kecepatan Udara Fluidisasi (*Primary Air*)

Kondisi fluidisasi *bed material* sangat tergantung pada kecepatan udara yang diberikan. Kecepatan udara primary air yang diberikan akan berbanding lurus dengan kecepatan udara superficial, yakni kecepatan udara ketika melewati *dense bed*. Ketika udara pertama kali beroperasi, udara diumpankan melewati *static bed* yang masih belum terfluidisasi berada di dasar *furnace*. Selama pada fase *static bed* ini dengan dinaikannya kecepatan udara maka *pressure drop* juga akan meningkat. Kemudian akan dicapai suatu titik *minimum fluidization velocity* (U_{mf}) seperti pada Gambar 2.3, pada saat kecepatan superficial sebesar U_{mf} dicapai maka *bed material* mulai terjadi pergerakan fluidisasi. Akan tetapi pada kondisi ini belum terjadi *solid-gas mixing* dan turbulensi yang berarti.



Gambar 2.3 Efek Kenaikan Kecepatan Udara terhadap Fluidisasi *Bed Material* (Rayaprolu, K)

Setelah kecepatan udara superficial meningkat hingga di atas U_{mf} , maka mulai terjadi *bubbling* pada dan *pressure drop* cenderung konstan. Pada kecepatan udara superficial yang lebih tinggi yakni mencapai nilai U_c (kecepatan udara *superficial* transisi dari *bubbling bed* ke *turbulent bed*) maka akan terjadi *turbulent bed* dimana *bubbling* yang timbul semakin besar dan bersatu yang membuat terdapat celah-celah kosong pada *bed*. Gao dan Chang (Gao, Jinsen., dan Chang, Jian) dalam studi eksperimental dan simulasi numeriknya untuk mengetahui fenomena yang terjadi pada *bed material* dengan ukuran partikel yang berbeda, menyatakan bahwa pada kondisi *turbulent*, partikel *bed* dengan ukuran yang kecil akan cenderung berada pada permukaan atas *bed* dan partikel dengan ukuran yang relatif besar akan menetap pada bottom *furnace*.

Kemudian apabila kecepatan udara dinaikkan melewati zona *turbulent bed*, akan terjadi *entrained flow*, fenomena dimana partikel solid dari *bed* akan terangkat keluar meninggalkan *furnace* dan *pressure drop* pada zona ini akan menurun. Karakteristik *bed material* seperti viskositas, densitas, dan ukuran partikel sangat bergantung pada desain kecepatan udara yang

diperlukan untuk mencapai kondisi fluidisasi dan *entrained* pada *boiler*. *Bed material* dengan ukuran partikel yang lebih besar pastinya memerlukan kecepatan udara yang lebih tinggi untuk mencapai kondisi fluidisasi dibandingkan dengan *bed material* berukuran kecil. *CFB boiler* secara umum memiliki desain ukuran partikel 0,05-5 mm dan *fluidizing velocity* sekitar 3-10 m/s (Manunggal, T. 2014).

Beberapa peneliti telah melakukan eksperimen untuk mengetahui nilai-nilai transisi dari masing-masing proses fluidisasi tersebut dan didapatkan beberapa persamaan empiris sebagai berikut.

1. *Minimum fluidization velocity* (U_{mf}) (Grace 1992)

$$Ar = \frac{\rho_g(\rho_p - \rho_g)gd_p^3}{\mu^2}, \quad (2.1)$$

$$Re_{mf} = \frac{d_p U_{mf} \rho_g}{\mu} = [27,2^2 + 0,0408Ar]^{0,5} - C_1 \quad (2.2)$$

$$U_{mf} = \frac{Re_{mf} \cdot \mu}{d_p \cdot \rho_g} \quad (2.3)$$

dimana Ar adalah Archimened number, ρ_g adalah densitas gas, ρ_p adalah densitas pasir, g adalah percepatan gravitasi, d_p adalah diameter partikel *bed*, μ adalah viskositas gas.

Minimum fluidization velocity (U_{mf}) adalah kecepatan dimana terjadi transisi dari kondisi *static bed* ke kondisi *bubbling bed*. Dimana pada kondisi U_{mf} ini kecepatan drag fluida sama dengan berat partikel tanpa gaya *buoyancy*-nya sehingga partikel pasir menjadi *weightless* dan mempunyai karakteristik seperti cairan.

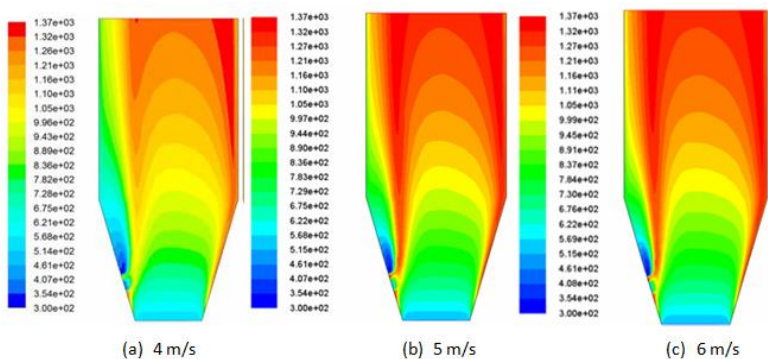
2. Transisi ke turbulent bed (U_c) (Grace 1992)

$$U_c = 3 \cdot \sqrt{\rho_p d_p} - 0,17, \quad (2.4)$$

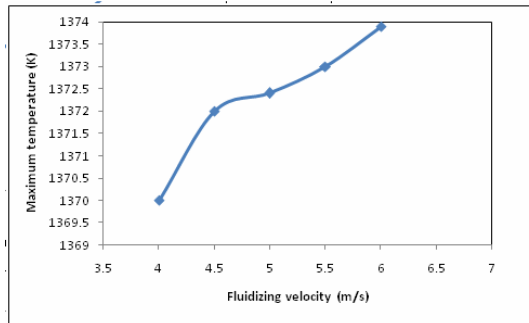
dimana ρ_p adalah densitas pasir dan d_p adalah diameter pasir.

Pada kecepatan udara *superficial* mencapai nilai U_c maka bed akan mulai bertransisi dari kondisi *bubbling bed* ke kondisi *turbulent bed*. Pada kondisi *turbulent bed* inilah proses fluidisasi berjalan dengan maksimal dimana berturbulensi dengan ketinggian yang relatif tetap di atas *nozzle* dan pencampuran antara udara dan bahan bakar akan berlangsung dengan sangat baik pada kondisi ini.

Kumar dan Pandey melakukan penelitian tentang pengaruh kecepatan udara fluidisasi terhadap temperatur, tekanan, dan *turbulence kinetic energy* yang terjadi pada *CFB boiler*. Variasi kecepatan fluidisasi yang digunakan adalah 4-6 m/s dengan interval 0,5 m/s. Gambar 2.4 merupakan kontur temperatur *furnace* pada ketiga variasi kecepatan udara fluidisasi. Sedangkan gambar 2.5 merupakan grafik temperatur maksimum pada masing-masing variasi kecepatan udara fluidisasi. Dari gambar tersebut diketahui bahwa temperatur mengalami kenaikan dengan dinaikkannya kecepatan udara fluidisasi akan tetapi kenaikan temperatur yang terjadi tidak terlalu signifikan. Hanya terjadi kenaikan temperatur sebesar 4 K dari kecepatan fluidisasi 4 m/s ke 6 m/s.

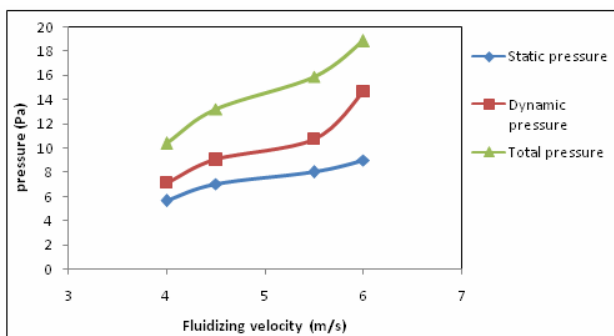


Gambar 2.4 Kontur Temperatur *Furnace* pada Variasi Kecepatan Udara Fluidisasi (Kumar, R., & Pandey, K. M. 2012)



Gambar 2.5 Pengaruh Kecepatan Udara Fluidisasi terhadap Maksimum Temperatur *Furnace* (Kumar, R., & Pandey, K. M. 2012)

Tekanan *static*, *dynamic*, dan *total pressure* maksimum pada *furnace* juga mengalami kenaikan dengan dinaikkannya kecepatan udara fluidisasi seperti pada Gambar 2.6. Daerah dengan tekanan paling tinggi terjadi pada daerah *inlet* bahan bakar dan *primary air*.



Gambar 2.6 Pengaruh Kecepatan Udara Fluidisasi terhadap Nilai Maksimum Tekanan *Furnace* (Kumar, R., & Pandey, K. M. 2012)

Kemudian untuk *turbulent intensity* juga mengalami kenaikan dengan dinaikkannya kecepatan udara fluidisasi. Pada kecepatan udara fluidisasi 4 m/s diperoleh *turbulent intensity* 67,6% dan pada kecepatan udara fluidisasi 6 m/s didapatkan *turbulent intensity* 97,8%.

2.2.2 Persentase Udara Pembakaran

Udara pembakaran pada *CFB boiler* ada 2 level, yaitu:

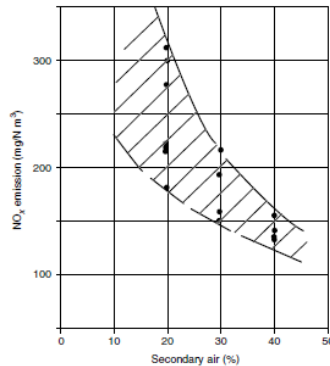
1. *Primary air*, udara bertekanan tinggi yang diumpankan melalui *nozzles* yang berada di bagian bawah *furnace*.
2. *Secondary air*, udara yang diumpankan dari level ketinggian tertentu dari *furnace* untuk menyempurnakan pembakaran.

Persentase *primary air* pada umumnya berkisar antara 40-80%. Persentase *primary* dan *secondary air* dapat disesuaikan dengan *volatile matter* dan *moisture* pada bahan bakar agar dicapai pembakaran yang efisien. Akan tetapi yang perlu dipahami adalah kecepatan *primary air* tidak boleh berada di bawah *minimum fluidization velocity* (Basu, P 2015).

Kullendorff dalam penelitiannya mengatakan bahwa pembagian udara pembakaran pada dua level (*primary air* dan *secondary air*) menyebabkan temperatur pembakaran yang rendah, yaitu sekitar (800-900°C) sehingga dapat mengurangi jumlah emisi NO_x . Gambar 2.7 menunjukkan pengaruh persentase SA (*secondary air*) terhadap jumlah emisi NO_x .

Pada kondisi persentase SA 30% atau lebih, emisi NO_x yang terjadi adalah $<200 \text{ mg/Nm}^3$. Selain karena temperatur pembakaran yang rendah, rendahnya emisi NO_x ini terjadi juga dikarenakan dengan semakin tingginya persentase SA maka secara otomatis mengurangi persentase PA yang berakibat pada kurangnya suplai oksigen pada lower *furnace*. Sehingga nitrogen yang dilepas batu bara tidak dapat beroksidasi dengan oksigen untuk membentuk NO_x . Kemudian pada upper *furnace* dimana *secondary air* diumpankan, nitrogen sudah bertransformasi sendiri menjadi molekul nitrogen. Sehingga

sangat kecil sekali kemungkinan terbentuknya NO_x pada daerah



setelah *secondary air*.

Gambar 2.7 Pengaruh Persentase *Secondary Air* (SA) terhadap Jumlah Emisi NO_x (Kullendorff, A., Herstad, S., & Andersson, C. 1988)

2.2.3 Jenis Bahan Bakar

Jenis bahan bakar memiliki efek yang signifikan pada parameter desain dan operasi *CFB boiler*. Bahan bakar dengan jenis yang berbeda memiliki parameter-parameter yang berbeda pula untuk mencapai pembakaran yang optimum. Misalnya bahan bakar dengan kandungan sulfur yang tinggi seperti petroleum dan beberapa batu bara memiliki temperatur pembakaran optimum sekitar 850°C . Sementara batu bara dengan sulfur yang rendah seperti anthracite memerlukan temperatur pembakaran yang lebih tinggi dan *excess air* yang lebih banyak.

Penyesuaian parameter desain dan operasi ini diperlukan untuk mendapatkan jumlah energi yang optimum dengan bahan bakar yang berbeda. Berikut adalah beberapa parameter yang perlu disesuaikan pada jenis bahan bakar yang digunakan (Basu, P. 2015):

1. *Fuel feed rate*
2. *Primary/secondary air ratio*
3. *Temperatur bed*
4. *Excess air*
5. Laju sirkulasi *cyclone*

2.2.4 *Furnace*

Secara umum *furnace CFB boiler* dijaga agar beroperasi pada temperatur 800-900°C karena alasan sebagai berikut:

1. Kebanyakan *fuel ash* tidak bereaksi pada temperatur tersebut.
2. Temperatur optimum untuk terjadi desulfurisasi
3. Logam alkali dari batu bara tidak menguap pada temperatur tersebut. Sehingga resiko terjadinya *fouling* akibat kondensasi uap logam alkali pada *boiler tubes* dapat diminimalkan.
4. Nitrogen pada udara pembakaran tidak berubah menjadi NO_x pada temperatur tersebut.

Apabila *CFB boiler* suatu waktu beroperasi pada temperatur di atas temperatur desain 800-900°C akan mengakibatkan beberapa hal berikut:

1. Meningkatkan konsumsi *limestone* untuk mencapai level desulfurisasi desain.
2. Berpotensi terjadi korosi dan *fouling* pada superheater atau reheater *tubes* pada daerah *backpass*.
3. Mereduksi *creep life* dari *tube*
4. Meningkatkan emisi NO_x

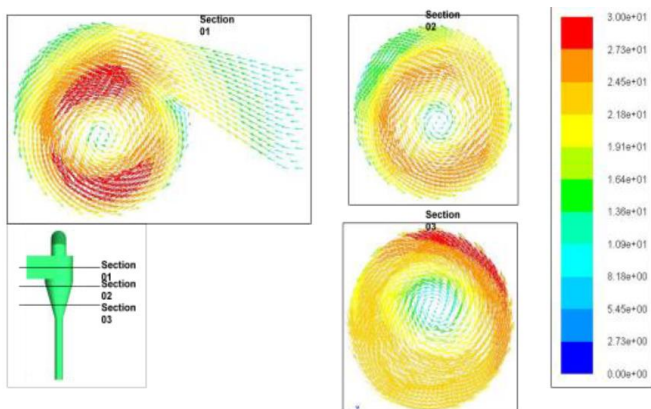
Pada *CFB boiler*, waktu tinggal (*residence time*) batu bara adalah sekitar 4-5 detik. Hal ini bertujuan agar batu bara mempunyai waktu untuk mengalami proses *drying*, *devolatilization*, dan *char combustion* secara efisien dan memungkinkan proses desulfurisasi dapat dilakukan secara optimal. *Residence time* sangat bergantung pada tinggi *furnace*. Secara umum tinggi *furnace CFB boiler* adalah sekitar 30-35 m

(100-115 ft) yang diukur dari atas *nozzle*. Sedangkan kecepatan udara pembakaran yang optimal adalah 5,5-6,0 m/s (18-20 ft/s) agar dicapai pembakaran yang baik, perpindahan panas yang baik ke *wall tube*, laju erosi yang rendah, dan stabilitas yang baik pada beban rendah (Rayaprolu, K. 2009).

2.2.5 Cyclone

Kemampuan *cyclone* dalam memisahkan ash dari *flue gas* dan mensirkulasikan kembali ke *furnace* adalah suatu parameter yang sangat penting dalam operasional *CFB boiler*. Bentuk, ukuran, posisi, dan kehandalan *cyclone* sangat menentukan *capture efficiency*. Pada beberapa daerah di dalam *cyclone* yang rawan terjadi erosi perlu dipasang komponen tambahan seperti *refractory* untuk mengurangi potensi erosi.

Kinkar, Dhote, & Chokkhae melakukan penelitian simulasi numerik untuk mengetahui daerah pada *cyclone* yang rawan terjadi erosi sebagai acuan dalam pemasangan *refractory*. Hasil yang didapatkan adalah kecepatan *flue gas* maupun *bed material* yang masuk *cyclone* dapat mencapai 30 m/s seperti pada Gambar 2.8.

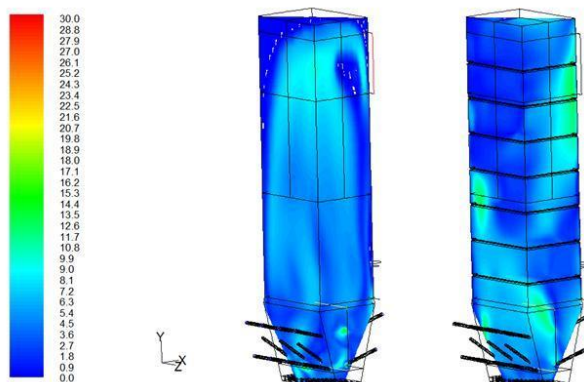


Gambar 2.8 Vektor Kecepatan *Flue Gas* dan *Bed Material* pada *Cyclone* (Kinkar, A. S., Dhote, G. M., dan Chokkhae, R. R. 2015)

2.2.6 Refractory

Refractory adalah material *high thermal resistance* yang digunakan untuk mengurangi efek erosi pada reaktor, *furnace* ataupun *cyclone*. Pemilihan bahan *refractory* haruslah cukup kuat dalam menahan erosi dari *bed material*, selain itu juga cukup konduktif untuk meneruskan panas menuju *wall tube*, tahan terhadap vibrasi mekanikal yang mungkin terjadi dan memiliki *thermal expansion* yang *uniform*.

PLN Puslitbang (P. P. 2011) melakukan penelitian mengenai pengaruh pemasangan *refractory* dengan tebal maksimum 80 mm pada beberapa elevasi di dalam *furnace CFB boiler*. Hasil yang didapatkan dari penelitian ini adalah dengan adanya *refractory* terjadi perubahan pola aliran udara dan *bed material* di dalam *furnace* terutama daerah dekat dinding seperti pada Gambar 2.9. Hal ini akan mengurangi gesekan dengan *wall tubes*, dengan demikian keausan *tubes* dapat berkurang sebesar 65%. Sedangkan dampak pengurangan laju perpindahan panas menuju *wall tubes* akibat pemasangan *refractory* ini relatif kecil yaitu 1% dari total perpindahan panas yang terjadi di *boiler*.



Gambar 2.9 Kontur Kecepatan Pasir (m/s) Pandangan Isometris, (kiri) Sebelum Dipasang *Refractory*, (kanan) Setelah Dipasang *Refractory* (P. P. 2011)

2.3 Batu Bara

Batu bara merupakan batuan bersubstansi kompleks yang terbentuk dari sedimentasi sisa-sisa fosil tumbuhan selama jutaan akibat aktivitas bakteri, pengaruh suhu, dan tekanan. Secara umum, batu bara mengandung karbon, hidrogen, oksigen, nitrogen, sulfur, dan zat mineral (silikon, aluminium, besi, kalsium, magnesium, dan lain-lain). Perbedaan kondisi dimana batu bara tersebut terbentuk akan menimbulkan perbedaan karakteristik pada batu bara. Batu bara dengan umur lebih tua dan dalam lingkungan bertekanan tinggi akan menghasilkan batu bara dengan *fixed carbon* yang tinggi, sedangkan batu bara yang berumur lebih muda dan berada di lingkungan yang bertekanan rendah cenderung mengandung lebih banyak *volatile matter* dibandingkan *fixed carbon*.

Perbedaan tipe batubara biasanya diklasifikasikan berdasarkan pada derajat transformasi batu bara. Derajat transformasi batu bara akan semakin baik, apabila *heating value* dan *fixed carbon content* semakin tinggi, dan semakin rendahnya *volatile matter*. *American Standard for Testing and Materials* (ASTM) membuat klasifikasi batubara yang umum digunakan dalam industri seperti pada Tabel 2.3.

Batu bara anthracite adalah jenis batu bara kualitas terbaik karena memiliki kandungan *fixed carbon* tertinggi, heating value tertinggi dan dengan moisture content terendah. Sedangkan batu bara lignite yang merupakan batu bara kualitas terendah memiliki kandungan *fixed carbon* terendah, heating value terendah dan moisture content tertinggi.

Analisa batu bara dapat dibedakan menjadi dua jenis, yaitu proximate analysis dan ultimate analysis. Kedua jenis analisa ini penting dan memiliki perbedaan tujuan dan saling melengkapi.

- *Ultimate analysis*: analisa kimia yang terkandung pada batu bara seperti: karbon, hidrogen, oksigen, dan sulfur dalam basis persen massa.

- *Proximate analysis*: dapat memberikan informasi bagaimana karakteristik pembakaran batu bara. Analisa ini melibatkan empat elemen, yaitu:
 1. *Fixed carbon*, yaitu porsi padatan pada batu bara yang dapat terbakar
 2. *Volatile matter*, yaitu kandungan gas seperti karbon dioksida, sulfur, dan nitrogen yang dilepas ketika batu bara dipanaskan
 3. *Moisture*, yaitu kandungan air pada batu bara
 4. *Ash*, yaitu residu anorganik yang tersisa setelah batu bara dibakar. Secara umum ash adalah silika, aluminium, besi, kalsium, dan magnesium.

Selain itu informasi penting yang biasa dicantumkan dalam spesifikasi bahan bakar yaitu *Calorific Value* (CV) atau *Heating Value* (HV).

Tabel 2.3 ASTM *Coal Ranking System* (ASTM D388 Standard Classification of Coals by Rank)

<i>Rank</i>	<i>Group</i>	<i>Fixed carbon</i> (wt% dry mmf)	<i>Volatile matter</i> (wt% dry mmf)	<i>Gross heating value</i> (MJ/kg)
Anthracite	Meta-Anthracite	>98	<2	
	Anthracite	92-98	2-8	32,6-34
	Semi-Anthracite	86-92	8-14	26,7-32,6
Bituminous	Low-Volatile Bituminous	78-86	14-22	
	Medium-Volatile Bituminous	69-78	22-31	
	High-Volatile A Bituminous	<69	>31	>32,6
	High-Volatile B Bituminous			30,2-32,6
	High-Volatile C Bituminous			26,7-30,2
	Sub-Bituminous A			24,4-26,7
	Sub-Bituminous A			22,1-24,4
Sub-Bituminous	Sub-Bituminous A			19,3-22,1
Lignite	Lignite A			14,7-19,3
	Lignite B			<14,7

*mmf: mineral matter free basis

2.4 Prinsip dan Reaksi Pembakaran

Proses pembakaran merupakan laju oksidasi suatu bahan bakar yang tersusun dari komponen hidrokarbon (karbon dan hidrogen) untuk menghasilkan energi panas. Pembakaran dapat dikatakan sempurna apabila semua karbon yang terdapat pada bahan bakar habis terbakar menjadi karbon dioksida, semua hidrogen berubah menjadi H_2O dan semua sulfur pada bahan bakar menjadi SO_2 . Pembakaran sempurna dari suatu bahan bakar dapat dicapai dengan adanya campuran yang tepat antara jumlah bahan bakar dan oksigen. Kriteria pembakaran yang baik dan sempurna adalah proses pembakaran yang dapat melepas keseluruhan energi panas yang terkandung dalam bahan bakar. Untuk memperoleh keseluruhan energi panas yang dihasilkan dari proses pembakaran, nyala api pembakaran yang dihasilkan harus pada kondisi stabil, tidak padam, dan juga tidak terjadi nyala api balik ke arah *burner*, selain itu juga harus di perhatikan bahwa dalam pembakaran terdapat laju perambatan api, sehingga aliran atau laju dari bahan bakar atau campuran bahan bakar dan udara tidak boleh lebih besar dari pada laju pembakarannya, karena akan dapat menyebabkan kegagalan pembakaran atau bahan bakar tidak terbakar.

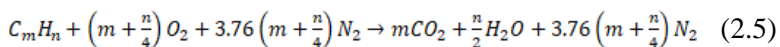
Syarat terjadinya pembakaran diperlukan adanya tiga parameter utama, diantaranya :

1. Adanya pemicu atau pemantik, untuk memicu dan menjaga kontinuitas proses pembakaran. Namun ada juga yang tidak menggunakan pemantik tetapi memanfaatkan tekanan atau temperatur tinggi melebihi temperatur bakar dari bahan bakarnya, sehingga dengan masuknya bahan bakar dan udara pembakaran akan secara langsung terjadi dengan sendirinya dan berkelanjutan.
2. Bahan bakar, dalam hal ini bahan bakarnya adalah batubara dan solar.
3. Udara (oksigen).

Tujuan dari pembakaran yang baik adalah melepaskan seluruh panas yang terdapat dalam bahan bakar. Pembakaran sempurna dapat dicapai dengan mengontrol 4 faktor yang lebih dikenal dengan T3O yaitu:

1. *Temperature*, suhu yang cukup untuk menyalakan dan menjaga penyalan bahan bakar
2. *Turbulence*, turbulensi yang menunjang pencampuran oksigen dan bahan bakar yang baik agar terjadi pencampuran sempurna, kecepatan *bed material* berkisar 4.5-7.5 m/s
3. *Time*, waktu yang cukup untuk pembakaran yang sempurna. Karena untuk pembentukan reaksi yang sempurna tidak sederhana dan menyangkut banyak tahapan reaksi, waktu pembakaran juga mempengaruhi dimensi ruang bakar
4. *Oxygen*, gas oksigen adalah salah satu penentu hasil pembakaran

Pembakaran dengan bahan bakar berlebih maupun kekurangan, dapat memperbesar potensi adanya bahan bakar yang tidak terbakar maupun pembentukan CO. Berdasarkan hal tersebut, diperlukan adanya komposisi O₂ yang tepat dengan adanya *excess air* untuk memastikan terjadinya pembakaran sempurna. Namun, dengan terlalu banyak komposisi *excess air*, juga dapat meningkatkan kerugian panas maupun efisiensi dari pembakaran. Hal tersebut dikarenakan energi panas yang dilepaskan dari proses pembakaran semakin banyak diserap oleh komponen N₂ di dalam udara yang tidak dapat terbakar. Pada dasarnya udara tersusun dari komponen N₂ sekitar 78%, O₂ sekitar 21%, dan 1% sisanya adalah argon dan gas-gas yang lain. Maka reaksi stoikiometri pembakaran hidrokarbon murni C_mH_n dapat ditulis dengan persamaan:



Persamaan ini telah di sederhanakan, karena cukup sulit untuk memastikan proses pembakaran yang sempurna dengan rasio ekivalen yang tepat dari udara. Jika terjadi pembakaran yang tidak sempurna, maka hasil persamaan di atas (gas CO_2 dan H_2O) tidak akan terjadi melainkan akan terbentuk hasil oksidasi parsial misal berupa gas CO_x , NO_x dan SO_x . Gas SO_x yang terbentuk jika dibuang ke lingkungan bereaksi membentuk *acid* yang menimbulkan hujan asam sehingga meningkatkan korosifitas pada bahan-bahan logam yang terdapat di lingkungan.

2.4.1 Perhitungan Stoikiometri Pembakaran

Spesifikasi dari batu bara yang digunakan pada PLTU Air Anyir berupa *proximate analysis*, *ultimate analysis*, dan *gross heating value* dapat dilihat pada Tabel 2.4. Dari data tersebut dapat diketahui bahwa batu bara yang digunakan di PLTU Air Anyir adalah batu bara jenis lignite A.

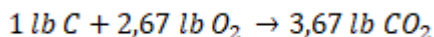
Tabel 2.4 Spesifikasi Batu Bara pada PLTU Air Anyir

No	Deskripsi	Desain	Pengecekan 1	Pengecekan 2
A	<i>Proximate analysis (% as received)</i>			
1	Total Moisture	30	28,6	33
2	Inherent Moisture	18	13,8	25
3	Ash	5	4,6	5,5
4	Volatile Matter	35	34,5	32,7
5	Fixed carbon	30	32,3	28,8
B	<i>Ultimate Analysis (% DAF)</i>			
1	Karbon	70,49	69,46	68,8
2	Hidrogen	3,35	4,76	3,415
3	Nitrogen	1,147	1,557	1,17
4	Oksigen	23,215	23,922	24,439
5	Sulphur	1,8	0,3	2,179
C	Gross Calorific Value (Kcal/kg) (as received)	4000	4300	3700

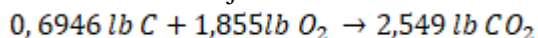
***DAF: Dry Ash Free basis**

Dari data batu bara yang digunakan di PLTU Air Anyir pada Tabel 2.4, dipilih data pada pengecekan 1 sebagai data perhitungan stoikiometri pembakaran karena memiliki nilai kalor tertinggi.

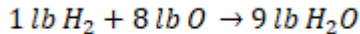
- Reaksi pembakaran antara karbon dengan oksigen



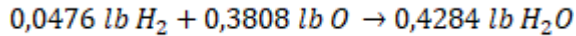
Karena batu bara yang digunakan mengandung 69,46% C maka persamaan reaksi di atas menjadi:



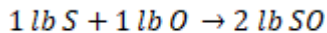
- Reaksi pembakaran antara hidrogen dengan oksigen



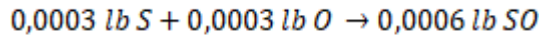
Karena batu bara yang digunakan mengandung 4,76% H maka persamaan reaksi di atas menjadi:



- Reaksi pembakaran antara sulfur dengan oksigen



Karena batu bara yang digunakan mengandung 0,3% S maka persamaan reaksi di atas menjadi:



Jumlah oksigen dari ketiga persamaan tersebut adalah 1,855 lb + 0,3808 lb + 0,0003 lb = 2,2361 lb. Batu bara yang digunakan sendiri mengandung 23,922% oksigen. Maka oksigen yang diperlukan dari udara pembakaran adalah 2,2361 lb - 0,239 lb = 1,9971 lb. Berat udara teoritis = 1,9971 lb/0,232 = 8,6 lb udara. Maka kebutuhan udara untuk kondisi stoikiometri adalah 8,6 lb udara/lb batu bara.

2.5 Mekanisme Pembakaran Batu Bara pada CFB Boiler

Secara umum *CFB boiler* menggunakan batu bara sebagai bahan bakarnya, maka dari itu pada penjelasan ini akan lebih terfokus pada proses pembakaran dengan bahan bakar batu bara. Meskipun sebenarnya proses pembakaran yang terjadi tidak jauh berbeda apabila menggunakan jenis bahan bakar yang lain.

Proses pembakaran pada *CFB boiler* dapat dibagi menjadi tiga zona, yaitu sebagai berikut:

1. Zona bawah (daerah di bawah level *inlet secondary air*)
2. Zona atas (daerah di atas level *inlet secondary air*)
3. *Cyclone*

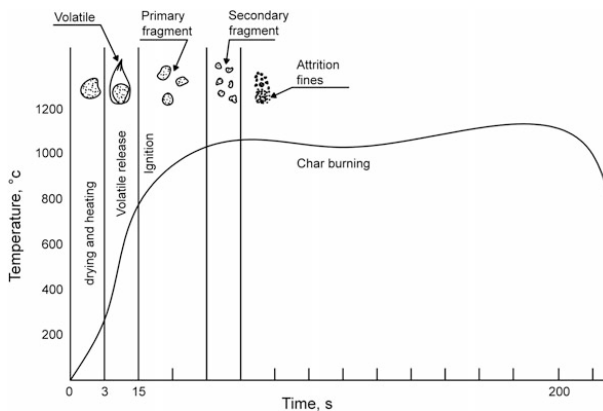
Udara pembakaran pada *CFB boiler* terdiri dari dua jenis yaitu *primary* dan *secondary air*. Pada zona bawah, fluidisasi *bed material* bergantung pada *primary air* yang mencangkup 40-80%

udara stokiometrik pembakaran. Maka dari itu dapat dikatakan bahwa proses pembakaran pada zona bawah terjadi pada kondisi kekurangan oksigen. Sebagian besar proses pembakaran dan pengikatan sulfur terjadi pada zona atas.

Ketika bahan bakar diinjeksikan ke dalam *CFB boiler* akan mengalami beberapa tahapan, seperti berikut:

- *Heating dan drying*
- *Devolatilization dan volatile combustion*
- *Swelling dan primary fragmentation*
- *Secondary fragmentation dan attrition*
- *Char burning*

Secara kualitatif proses pembakaran berdasarkan urutan prosesnya dapat dilihat pada Gambar 2.10.



Gambar 2.10 Tahapan Pembakaran Batu Bara pada *CFB Boiler* (Basu, P. 2015)

Proses *heating* dan *drying* adalah proses awal terjadinya pembakaran, dimana batu bara mengalami pemanasan awal. Laju pemanasan batu bara bervariasi bergantung pada beberapa faktor, seperti ukuran batu bara dan nilai emisivitas batu bara. Hubungan antar parameter yang mempengaruhi laju pemanasan dan pengeringan batu bara dapat dirumuskan sebagai berikut (Basu, P. 2015)

$$Nu = 0.33Re^{0.62} \left(\frac{d_v}{d_p} \right)^{0.1} + \frac{K_g \varepsilon_p \sigma (T_b^4 - T_s^4)}{d_v (T_b - T_s)} \quad (2.6)$$

$$5 < d_v < 12mm, 900 < Re < 2500$$

dimana d_p adalah diameter partikel *bed*; d_v adalah diameter batu bara; ε_p adalah emisivitas batu bara; T_s dan T_b adalah temperatur batu bara dan partikel *bed*; σ adalah konstanta Stefan-Boltzman.

Setelah proses *heating* dan *drying* selesai, selanjutnya terjadi proses *devolatilization* (*pyrolysis*) yaitu proses pemisahan antara *volatile matter* dan *char* (*fixed carbon*). Setelah *volatile matter* terpisah dari batu bara, terjadi penyerpihan partikel batu bara yang dinamakan proses *fragmentation* dan *attrition* seperti pada Gambar 2.4. *Fragmentation* dan *attrition* terjadi karena proses pemanasan yang sangat cepat sehingga membuat kandungan air dan *volatile matter* yang berada di dalam partikel batu bara terus terdesak untuk keluar tanpa adanya rongga yang memadai sebagai jalan keluar membuat tekanan di dalam partikel batu bara meningkat hingga akhirnya partikel batu bara terpecah-pecah menjadi partikel-partikel yang lebih kecil. Pemecahan partikel batu bara ini rata-rata hingga ukuran $<100\mu m$ (Basu, P. 2015). Setelah batu bara menjadi partikel kecil akan terjadi proses pembakaran *fixed carbon* dengan oksigen, baik oksigen yang berasal dari udara pembakaran ataupun dari gas hasil *devolatilization*.

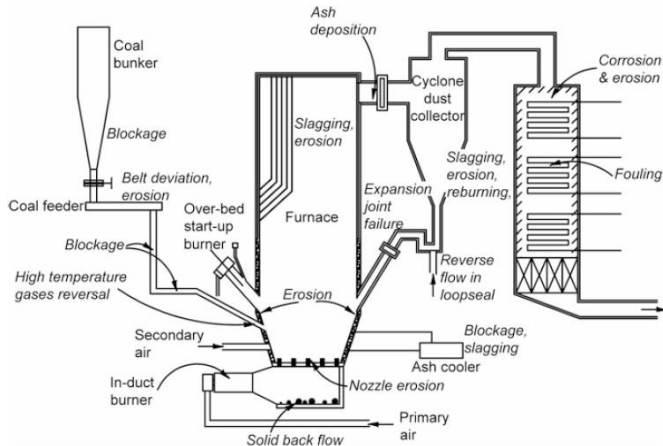
Material yang telah terbakar akan naik ke bagian atas *furnace* dan masuk menuju *cyclone* separator melalui *transition piece* karena terjadi penurunan densitas. Di dalam *cyclone* akan terjadi proses pemisahan antara *flue gas* dan partikel solid yang ikut terangkat (bahan bakar yang belum terbakar dan *bed material*). Partikel bahan bakar yang belum terbakar dan *bed material* akan turun menuju *cyclone loopseal*. Kemudian dengan

bantuan udara dari *fluidizing air blower*, partikel solid akan diinjeksikan kembali ke *furnace* melalui *seal pot return duct* untuk dibakar kembali. Sedangkan *flue gas* akan keluar melalui *backpass* yang kemudian akan terjadi proses pemindahan panas dari *flue gas* ke fluida kerja yang ada di dalam *tube*.

2.6 Isu Operasi dan Pemeliharaan CFB Boiler

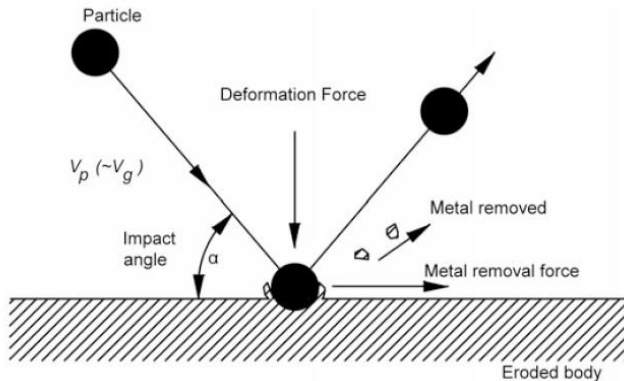
CFB memiliki keunggulan-keunggulan yang cukup menarik dibandingkan boiler jenis lainnya seperti *Pulverized Coal (PC)* boiler. Pembangkit-pembangkit yang memiliki akses terbatas terhadap bahan bakar dengan kualitas tinggi, akan lebih memilih *CFB* boiler karena lebih fleksibel dalam urusan bahan bakar. Akan tetapi dengan terus meningkatnya penggunaan *CFB* boiler di dunia, *CFB* boiler belum mengalami perbaikan yang signifikan pada sisi keandalannya. Sehingga seringkali *CFB* boiler harus mengalami *shut down* karena berbagai masalah yang timbul.

Masalah-masalah yang berpotensi muncul pada pengoperasian *CFB* boiler dapat dilihat pada Gambar 2.11. Masalah tersebut antara lain adalah tersumbatnya *feed line*, penurunan efisiensi, degradasi material, *fouling*, dan *agglomeration*. Akan tetapi masalah yang paling sering muncul dan paling berdampak buruk adalah degradasi material akibat erosi dari partikel padat yakni pasir. Erosi pada *CFB* boiler pada umumnya dapat menyebabkan 50-75% *outage downtime* (penghentian tak terjadwal pembangkit akibat adanya kerusakan) dan dapat menghabiskan sekitar 54% biaya produksi pembangkit (Basu, P. 2015).



Gambar 2.11 Daerah dan Tipe Masalah Operasi pada *CFB Boiler* (Basu, P. 2015)

Erosi adalah pengikisan material pada suatu permukaan akibat adanya bertumbukkan dengan partikel solid. Gambar 2.12 menjelaskan bagaimana proses erosi terjadi, dimana suatu partikel solid menumbuk suatu permukaan dengan sudut sebesar α , dan dengan kecepatan V_p . Gaya tumbuk ini menghasilkan dua komponen gaya lainnya yaitu gaya normal terhadap permukaan yang dapat menyebabkan deformasi material permukaan tersebut dan gaya paralel yang dapat mengerosi material permukaan tersebut. Laju erosi akan maksimal ketika α sekitar 45° , dan minimum ketika nilai α sama dengan 0° atau 90° . Selain faktor kecepatan dan sudut partikel solid ketika menumbuk permukaan masih banyak lagi faktor-faktor yang mempengaruhi laju erosi.



Gambar 2.12 Mekanisme Erosi Akibat Partikel Solid yang Menumbuk Permukaan Logam

Faktor-faktor lain yang berpengaruh pada erosi khususnya di *CFB* boiler adalah sebagai berikut: (Basu, P. 2015)

1. Bahan bakar: komposisi, dan *ash content*
 Pada beberapa *CFB boiler* menggunakan biomassa yang mengandung zat kimia aktif seperti sodium, potassium, sulfur, phosphorus, dan klorin yang dapat meningkatkan level erosi dan korosi. Selain itu penggunaan bahan bakar dengan kandungan ash yang tinggi dapat menjadi make-up bed material. *Ash* bahan bakar pada umumnya tidak lebih abrasif dibandingkan dengan pasir, sehingga hal ini dapat menurunkan laju erosi pada *CFB boiler*.
2. Kondisi operasi: temperatur, kecepatan gas dan partikel, konsentrasi partikel
 Kecepatan gas partikel yang menumbuk dinding sangat berpengaruh pada laju erosi, dimana semakin tingginya kecepatan gas dan partikel dapat meningkatkan laju erosi. Kemudian untuk temperatur tidak mempengaruhi secara langsung laju erosi, akan tetapi temperatur yang ekstrim dapat mengubah kekuatan material terhadap erosi.

3. Propertis material logam
Kekerasan permukaan, *impact strength*, keuletan, dan struktur kristalografi permukaan sangat mempengaruhi laju erosi pada material tersebut.
4. Desain dan konstruksi
Erosi relatif tidak akan terjadi pada daerah *wall tubes* yang vertikal secara sempurna tanpa ada permukaan yang menonjol. Akan tetapi apabila ada permukaan yang menonjol pada *wall tubes* seperti karena buruknya konstruksi dari pengelasan dapat merubah arah aliran gas dan pasir. Maka dari itu konstruksi *wall tubes* dan kualitas pengelasannya sangat penting untuk diperhatikan.

Kontribusi dari masing-masing faktor-faktor ini terhadap laju erosi sangat sulit untuk diketahui. Akan tetapi beberapa eksperimen telah dilakukan untuk melakukan pendekatan bagaimana faktor-faktor tersebut mempengaruhi laju erosi. Diantaranya adalah Finnie (1960) dengan metal cutting theory dan eksperimen data oleh *Chinnese Boiler Thermal Standard* (1973) membuat persamaan erosi maksimum pada *boiler tubes*

$$E_{max} \propto M \tau \rho_p V^{3,3}, \quad (2.7)$$

dimana E_{max} adalah erosi maksimum yang dapat terjadi, M adalah *abrasion-resisting coefficient* dari material (contoh, $M=1$ untuk *carbon steel*, $M=0,7$ untuk *alloy steel*), τ adalah waktu erosi (jam), ρ_p adalah densitas partikel yang menumpuk permukaan material logam, dan V adalah kecepatan partikel yang menumpuk permukaan material logam.

Kemudian Mbabazi et al. juga membuat suatu persamaan empiris dengan memasukkan parameter-parameter lain yang dapat mempengaruhi laju erosi

$$\varepsilon = \frac{K_s I_s x \rho_g \rho_p^{0,5} V^3 \sin^3 \beta}{\sigma_y^{3/2}}, \quad (2.8)$$

dimana ε adalah *erosion rate* (kg material permukaan/kg material erosi), K_e adalah *overall erosion constant*, I_e adalah *erosion index*, x adalah fraksi dari partikel abrasif, ρ_g adalah densitas gas (kg/m^3), ρ_p adalah densitas dari partikel abrasif (kg/m^3), V adalah kecepatan partikel saat menumbuk permukaan material logam (m/s), β adalah sudut dari partikel saat menumbuk permukaan, dan σ_y adalah *yield stress* dari permukaan material logam (Pa).

Dari kedua persamaan tersebut diketahui bahwa banyak faktor yang mempengaruhi laju erosi seperti karakteristik material pasir (*overall erosion constant* dan *erosion index*), kecepatan pasir, sudut tumbukkan, konsentrasi pasir, dan propertis dari material permukaan. *Erosion rate* berbanding positif dengan parameter x (fraksi partikel abrasif), K_e (*overall erosion constant*), I_e (*erosion indeks*), dan ρ_g (densitas gas). Kemudian *erosion rate* berbanding positif akar kuadrat dengan parameter ρ_p (densitas partikel abrasif). Kemudian *erosion rate* berbanding positif dengan kurva *cube* terhadap parameter V (kecepatan partikel tumbukkan) dan β (sudut tumbukkan) sehingga perubahan V dan β sangat sensitif terhadap kenaikan *erosion rate* berbeda dengan parameter yang hubungannya linear maupun akar kuadratik. Sedangkan *erosion rate* berbanding negatif dengan parameter σ_y .

Daerah yang paling berpotensi terjadi erosi oleh partikel pasir pada *CFB boiler* adalah sebagai berikut (Basu, P. 2015)

- *Cyclone (bull nose, target area, dan roof)*
- *Wingwall superheater*
- *Lower furnace wall tubes*, akibat tingkat turbulensi aliran partikel solid yang tinggi
- *Nozzle grid*, akibat adanya partikel pasir yang masuk ke dalam *wind-box* saat proses penurunan beban atau *shut down* dan kemudian tertekan keluar kembali oleh *primary air* yang masuk setelahnya.

2.7 Simulasi Numerik pada CFB Boiler

Simulasi numerik proses pembakaran dalam ruang bakar sebuah generator uap PLTU merupakan salah satu metode untuk mengetahui fenomena fisik yang terjadi di dalam ruang bakar. Oleh karena itu dibutuhkan persamaan-persamaan fisik yang mengatur proses yang terjadi

di dalam ruang bakar yang antara lain (Kullendorff, A., Herstad, S., & Andersson, C. 1988):

1. Persamaan kekekalan massa (kontinuitas)
2. Persamaan kekekalan momentum
3. Persamaan kekekalan energi

Persamaan-persamaan tersebut selanjutnya akan diselesaikan secara numerik dengan bantuan perangkat lunak.

2.7.1 Persamaan Kekekalan Massa

Persamaan kekekalan massa atau persamaan kontinuitas yang diterapkan adalah

$$\frac{\partial \rho}{\partial t} + \nabla(\rho \vec{V}) = 0, \quad (2.9)$$

dimana ρ adalah massa jenis, \vec{V} adalah vektor kecepatan. Persamaan diatas adalah persamaan umum kontinuitas untuk aliran *incompressible* maupun *compressible*.

2.7.2 Persamaan Kekekalan Momentum

Dengan mengaplikasikan hukum Newton kedua, didapatkan persamaan kekekalan momentum sebagai berikut

$$\frac{\partial}{\partial t}(\rho \vec{V}) + \nabla(\rho \vec{V} \vec{V}) = -\nabla p + \nabla \vec{\tau} + \rho \vec{g} + \vec{F}, \quad (2.10)$$

dimana ρ adalah massa jenis, \vec{V} adalah vektor kecepatan, p adalah tekanan statis, $\rho \vec{g}$ dan \vec{F} adalah pengaruh gaya gravitasi dan gaya eksternal. Sedangkan $\vec{\tau}$ (tensor tegangan) dapat diuraikan lagi menjadi

$$\bar{\tau} = \mu \left[(\nabla \cdot \vec{V} + \nabla \vec{V}^T) - \frac{2}{3} \nabla \cdot \vec{V} \mathbf{I} \right], \quad (2.11)$$

dimana μ adalah viskositas molekul, \mathbf{I} adalah satuan tensor, dan bentuk kedua pada bagian kanan adalah efek dari dilatasi volume.

2.7.3 Persamaan Kekekalan Energi

Persamaan umum kekekalan energi dapat dirumuskan sebagai berikut

$$\frac{\partial}{\partial x} (\rho E) + \nabla (\vec{V}(\rho E + p)) = \nabla (k_{\text{eff}} \nabla T - \sum_j h_j \mathbf{j}_j + (\bar{\tau}_{\text{eff}} \cdot \vec{V})) + S_h, \quad (2.12)$$

dimana \mathbf{j}_j adalah fluks difusi spesies, h_j adalah entalpi spesies dan p adalah tekanan. Suku S_h adalah sumber energi yang berasal dari reaksi, radiasi, perpindahan panas antara fasa kontinu dengan fasa diskrit dan fluks energi. Sedangkan E dapat diuraikan lagi menjadi persamaan sebagai berikut

$$E = h - \frac{p}{\rho} + \frac{v^2}{2} \quad (2.13)$$

BAB III

METODE PENELITIAN

Pada bab ini akan dibahas mengenai metode penelitian yang digunakan mulai dari pembuatan model geometri, *meshing*, dan penentuan domain pemodelan dari *CFB boiler* dengan menggunakan perangkat lunak GAMBIT 2.4.6. Kemudian pemodelan pembakaran menggunakan perangkat lunak Ansys Fluent 16.2 hingga didapatkan hasil kualitatif maupun kuantitatif untuk kemudian digunakan sebagai dasar analisa karakteristik *CFB boiler* PLTU Air Anyir.

3.1 Tahapan Penelitian

Tahapan penelitian simulasi numerik karakteristik fluidisasi, aliran, dan pembakaran pada *CFB boiler* PLTU Air Anyir Bangka akibat pengaruh rasio *primary air* dan *secondary air* adalah sebagai berikut:

1. Identifikasi Masalah

Permasalahan yang terjadi adalah bagaimana agar dapat mencapai proses fluidisasi dan pembakaran yang baik, serta mengurangi potensi terjadinya erosi pada *furnace* dan *cyclone* pada *CFB boiler* PLTU Air Anyir dengan mencari variasi rasio *primary air* dan *secondary air* paling optimal.

2. Studi Literatur

Untuk membantu memahami dan menganalisa permasalahan yang ada maka dilakukan studi literatur yang berkaitan dengan proses pembakaran, bahan bakar, karakteristik *CFB boiler*, pengoperasian perangkat lunak Ansys Fluent 16.2, dan pemodelan yang telah digunakan pada penelitian-penelitian terdahulu. Studi literatur diperoleh dari jurnal, *e-book*, tugas akhir, *handbook* maupun internet.

3. Pengumpulan Data

Pengumpulan data operasi yang perlu dikumpulkan antara lain dimensi yang digunakan sebagai dasar pembuatan geometri, data operasi seperti temperatur, tekanan, dan mass flow rate dari batu bara dan udara pembakaran yang diperlukan sebagai parameter input pada simulasi, dan data operasi seperti temperatur *furnace* dan temperatur *flue gas* yang diperlukan untuk acuan validasi.

4. Pemodelan dan Simulasi

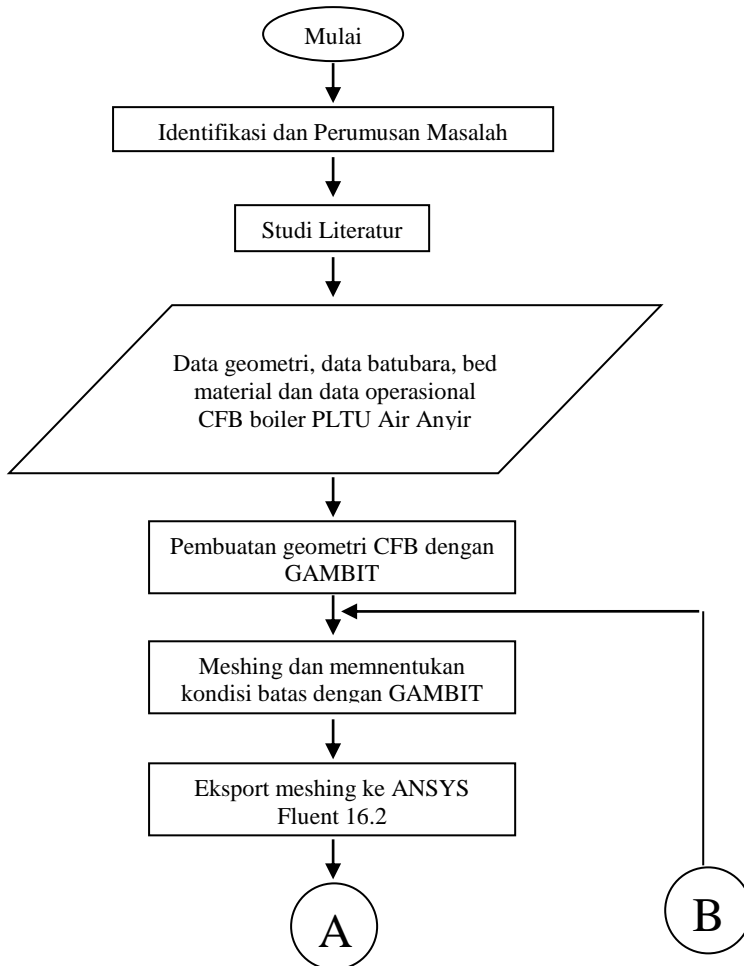
Tahapan ini diawali dengan *pre-processing* pembuatan geometri, *meshing* dan penentuan domain simulasi dengan perangkat lunak Gambit 2.4.6. Pada tahap *processing* dan *post-processing* dilakukan dengan menggunakan perangkat lunak Ansys Fluent 16.2.

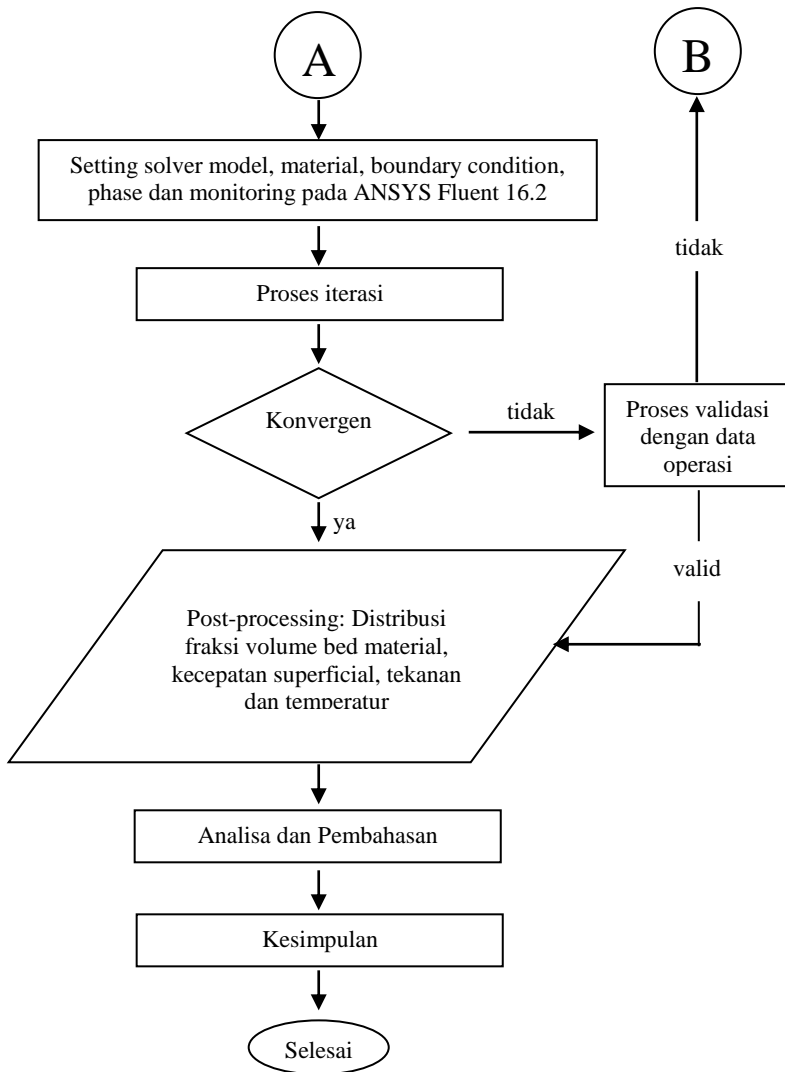
5. Analisa dan Kesimpulan

Pada akhir simulasi ditampilkan hasil simulasi secara kuantitatif dan kualitatif seperti distribusi fraksi volume pasir, distribusi tekanan, distribusi temperatur, dan distribusi kecepatan. Hasil simulasi tersebut digunakan untuk menganalisa pengaruh variasi rasio *primary air* dan *secondary air* terhadap proses fluidisasi, pembakaran, dan aliran pada *CFB boiler* dan diharapkan nantinya diketahui variasi rasio *primary air* dan *secondary air* yang paling optimal sehingga dapat digunakan sebagai acuan dalam pengoperasian *CFB boiler* PLTU Air Anyir.

3.2 Diagram Alir Penelitian

Berdasarkan uraian tahapan penelitian yang telah dijelaskan pada sub-bab sebelumnya, diagram alir penelitian ini ditunjukkan pada Gambar 3.1.





Gambar 3.1 Diagram Alir Penelitian

3.3 Tahap Pemodelan dan Simulasi

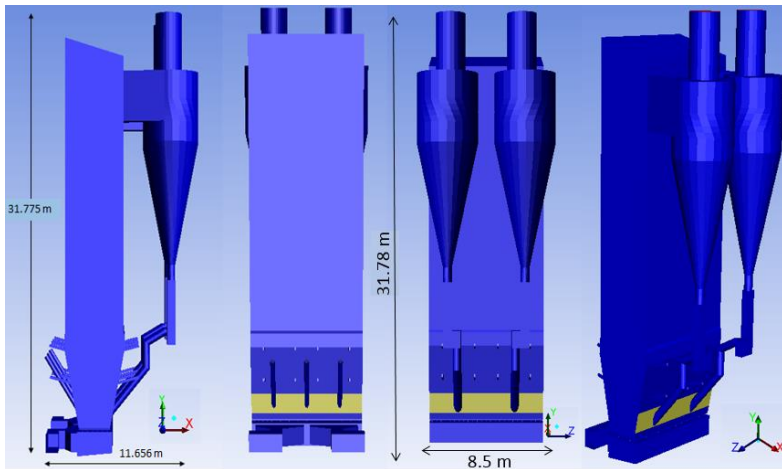
Seperti yang telah dijelaskan pada bagian sebelumnya, pemodelan dan simulasi menggunakan perangkat lunak *CFD* komersial. Tahap utama dalam pemodelan dan simulasi yang akan dilakukan adalah *pre-processing*, *processing*, dan *post-processing*.

3.3.1 Pre-Processing

Pre-processing merupakan tahap awal dari simulasi numerik. Tahapan ini meliputi beberapa sub-tahapan yaitu pembuatan geometri, pembuatan *meshing*, dan penentuan domain pemodelan.

3.3.1.1 Pembuatan Geometri

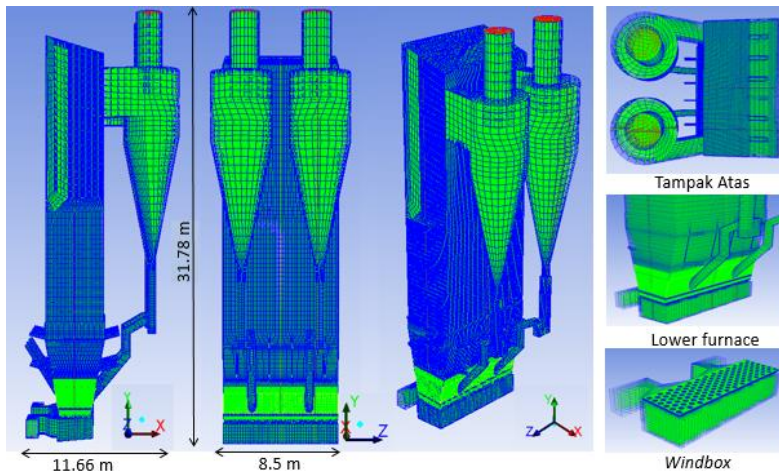
Proses pembuatan geometri *CFB boiler* ini dilakukan dengan perangkat lunak Gambit 2.4.6. Geometri *CFB boiler* PLTU Air Anyir ditunjukkan pada Gambar 3.2.



Gambar 3.2 Geometri *CFB Boiler* PLTU Air Anyir Bangka

3.3.1.2 Meshing

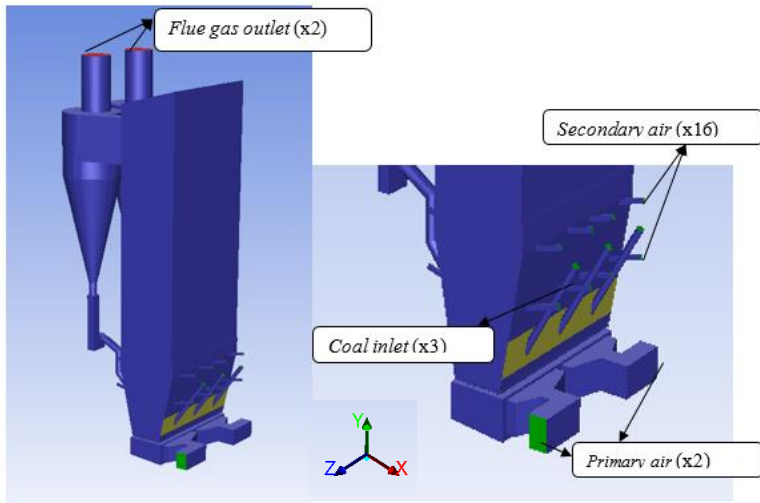
Meshing adalah proses pemecahan domain menjadi volume yang lebih kecil. Hal ini dilakukan untuk memudahkan diskritisasi domain aliran dan menerapkan persamaan pengendali pada domain aliran. Untuk mendapatkan simulasi yang akurat maka pemilihan *meshing* pada sebuah geometri dibuat mengikuti prediksi perubahan pola aliran yang terjadi. *Meshing* pada simulasi ini memiliki jumlah node sebanyak 2.273.622. Hasil *meshing* pada simulasi *CFB boiler* PLTU Air Anyir ini dapat dilihat pada Gambar 3.3.



Gambar 3.3 Meshing CFB Boiler PLTU Air Anyir Bangka

3.3.1.3 Penentuan Domain Pemodelan

Domain pemodelan yang digunakan antara lain *boundary condition* tipe *mass-flow inlet* untuk *primary air* yang berjumlah 2 buah, *secondary air* yang berjumlah 16 buah, dan *coal inlet* yang berjumlah 3 buah. Sedangkan untuk *flue gas outlet* menggunakan *boundary condition* tipe *pressure-outlet* seperti yang ditunjukkan pada Gambar 3.4.



Gambar 3.4 Domain Pemodelan *CFB Boiler* PLTU Air Anyir Bangka

3.3.2 Processing

Processing merupakan tahap kedua dalam simulasi *CFD*, yakni melakukan pengaturan pada perangkat lunak Ansys Fluent 16.2. Beberapa pengaturan yang akan dilakukan diantaranya adalah *models*, *materials*, *boundary conditions*, *operating conditions*, *control and monitoring conditions*, serta *initialize conditions*. Setelah dilakukan pengaturan, dapat dimulai proses iterasi untuk menyelesaikan simulasi. Berikut di bawah ini merupakan penjelasan lebih detail mengenai langkah-langkah dalam *processing*:

3.3.2.1 Models

Secara umum model numerik yang digunakan pada penelitian ini dapat dilihat pada Tabel 3.1.

Tabel 3.1 *Models* yang Digunakan dalam Simulasi *CFB Boiler* PLTU Air Anyir

Models	Keterangan	Dasar Pemikiran
<i>Multiphase</i>	<i>Eulerian</i>	Dapat mendefinisikan propertis dari ketiga fase dan interaksi ketiganya.
<i>Energy</i>	On	Diperlukan hasil temperatur pembakaran.
<i>Viscous</i>	<i>k-ε standard</i>	Dapat menyelesaikan permasalahan <i>combustion</i> , <i>bouyancy</i> , dan <i>heating</i> .
<i>Radiation</i>	Off	Penelitian tidak mengarah pada perpindahan panas.
<i>Heat Exchanger</i>	Off	<i>Heat exchanger</i> diabaikan
<i>Species</i>	<i>Species transport, reaction</i>	Spesies kimia yang diinjeksikan mempunyai reaksi kimia (pembakaran) yang telah didefinisikan pada material yang digunakan
<i>Discrete Phase</i>	On	Mendefinisikan inlet batu bara dan untuk mendefinisikan proses bercampurnya bahan bakar solid ke dalam zona fluida
<i>Solidification</i>	Off	Tidak diperlukan
<i>Acoustics</i>	Off	Tidak diperlukan
<i>Eulerian Wall Film</i>	Off	Tidak diperlukan

Pemilihan model *multiphase* Eulerian adalah dikarenakan model *multiphase* Eulerian dapat memodelkan untuk aliran granular. Sedangkan pada model *multiphase* lainnya seperti *Volume of Fluid* (VOF) dan *mixture* hal itu tidak dapat dilakukan. Model *multiphase* VOF biasa digunakan untuk aliran logam cair atau aliran pada kanal terbuka (*free surface flow*). Kemudian untuk model *multiphase Mixture* untuk aliran yang mengalami campuran sempurna yang membentuk fase lainnya.

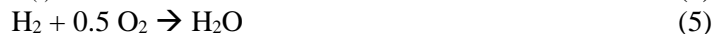
Viscous model yang dipilih adalah *k-ε standard* dikarenakan model turbulensi ini cukup lengkap dengan kestabilan, ekonomis dari sisi komputasi, dan akurasi yang memadai untuk berbagai jenis aliran turbulen membuat *k-ε standard* menjadi model turbulensi yang paling sering digunakan dalam simulasi aliran fluida, perpindahan panas, maupun pembakaran. Kemudian ada beberapa modifikasi dari model *k-ε* yaitu RNG *k-ε* dan realizable *k-ε*. RNG *k-ε* lebih cocok digunakan untuk aliran yang mengalami halangan secara tiba-tiba, aliran yang berputar (*swirl flow*), dan lebih cocok digunakan untuk kasus dengan bilangan Reynolds rendah. Sedangkan untuk realizable *k-ε* lebih cocok untuk laju aliran fluida dengan pancaran seperti *nozzle/jet*. Model ini juga baik untuk aliran yang fokus analisisnya pada pola putaran, lapisan batas yang memiliki gradien tekanan yang besar, separasi, dan resirkulasi. Model RNG *k-ε* dan realizable *k-ε* membutuhkan waktu komputasi 10-15% lebih lama dibandingkan dengan model *k-ε standard* karena adanya besaran dan fungsi tambahan yang harus diselesaikan. Sehingga diantara ketiga model dengan dasar persamaan *k-ε*, penulis menilai model *k-ε standard* adalah model yang paling cocok untuk kasus ini.

Dari Tabel 3.1 diketahui bahwa *species model* yang digunakan adalah *species transport, reaction*. *Species transport, reaction* digunakan untuk mendefinisikan reaksi pembakaran dari bahan bakar yang digunakan terhadap fase utama yaitu udara. Nilai yang digunakan sebagai input pada *ultimate* dan *proximate analysis* disesuaikan dengan batu bara yang digunakan di PLTU Air Anyir seperti yang ditampilkan pada Tabel 3.2.

Tabel 3.2 *Ultimate Analysis* dan *Proximate Analysis* Batu Bara pada PLTU Air Anyir

<i>Ultimate Analysis</i>			<i>Proximate Analysis</i>		
<i>Material</i>	<i>Unit</i>	<i>As Received (AR)</i>	<i>Material</i>	<i>Unit</i>	<i>Dry Ash Free (DAF)</i>
<i>Volatile</i>	% wt	34,5	Karbon	% wt	69,46
<i>Fixed</i>	% wt	32,3	Hidrogen	% wt	4,76
<i>Carbon</i>					
<i>Ash</i>	% wt	4,6	Oksigen	% wt	23,922
<i>Total</i>	% wt	28,6	Nitrogen	% wt	1,557
<i>Moisture</i>					
			Sulfur	% wt	0,3

Adapun tahapan reaksi pembakaran yang terjadi antara bahan bakar batu bara dan udara yang didefinisikan ke dalam simulasi adalah sebagai berikut



Discrete Phase Model (DPM) digunakan untuk mensimulasikan suatu fase diskrit yang berbeda dengan fase aliran utama (udara). Fase kedua/diskrit tersebut terdiri dari partikel *spherical* (butiran atau gelembung) yang terdispersi pada fase utama. Hal ini dapat memungkinkan kita untuk mensimulasikan pemanasan, pendinginan, maupun pembakaran dari partikel fase diskrit di dalam aliran fase utama.

3.3.2.2 *Materials*

Propertis material udara yang digunakan dalam simulasi dapat dilihat pada Tabel 3.3, propertis material batu bara pada Tabel 3.4, sedangkan untuk propertis material pasir dapat dilihat pada Tabel 3.5.

Tabel 3.3 Propertis Udara pada *CFB Boiler* PLTU Air Anyir

Propertis	Nilai	Sumber
Densitas (kg/m ³)	0,295	Pada Temperatur 850 C
Viskositas (kg/m-s)	4,49e ⁻⁵	Pada Temperatur 850 C

Tabel 3.4 Propertis Batu Bara *CFB Boiler* PLTU Air Anyir

Propertis	Nilai	Sumber
<i>Density</i> (kg/m ³)	1400	<i>Fluent database</i>
<i>Cp</i> (J/kg.K)	1500	<i>Fluent database</i>
<i>Vaporation temperature</i> (K)	400	<i>Fluent database</i>
<i>Volatile component fraction</i> (%)	34,5	Data perusahaan (supplier batubara)
<i>Binary difusivity</i> (m ² /s)	0,0005	<i>Fluent database</i>
<i>Sweling coefficient</i>	2	<i>Fluent database</i>
<i>Combustile fraction</i> (%)	32,3	Data perusahaan (supplier batubara)
<i>React heat fraction absorbed by solid</i>	30	<i>Fluent database</i>
<i>Devilitilization model</i> (1/s)	50	<i>Fluent database</i>
<i>Combustion model</i>	Multiple surface reactions	Reaksi kimia yang disimulasikan meliputi reaksi volumetrik dan <i>particle surface</i> .

Tabel 3.5 Propertis Pasir pada *CFB Boiler* PLTU Air Anyir

Propertis	Nilai	Sumber
Densitas (kg/m^3)	2500	Data perusahaan
Viskositas (kg/m-s)	0,00103	<i>Fluent database</i>
Diameter partikel (m)	0,0002	Data perusahaan
Ketinggian bed awal (m)	0,4	Data perusahaan
Volume fraksi bed awal	0,5	Data perusahaan

3.3.2.3 *Boundary Conditions*

Boundary Conditions adalah batasan nilai dan kondisi yang harus diberikan pada domain aliran agar simulasi sesuai dengan fenomena fisik yang terjadi. Domain pemodelan yang digunakan pada pemodelan ini seperti dijelaskan pada sub bab 3.2.1.3. Input nilai yang digunakan untuk *boundary condition* pada simulasi numerik *CFB boiler* ini dapat dilihat pada Tabel 3.5.

Tabel 3.6 *Boundary Condition* yang Digunakan Dalam Pemodelan

Nama <i>Boundary Condition</i>	Tipe	Fase	Nilai Input
Primary air	Mass flow inlet	Udara	\dot{m} : 12,33 kg/s T : 464 K
Secondary air	Mass flow inlet	Udara	\dot{m} : 12,33 kg/s T : 534 K
Coal inlet	Mass flow inlet	Coal	\dot{m}_1 : 1,303 kg/s \dot{m}_2 : 1,803 kg/s \dot{m}_3 : 1,614 kg/s T : 310 K
Coal inlet	Mass flow inlet	Udara	\dot{m}_1 : 0,5 kg/s \dot{m}_2 : 0,5 kg/s \dot{m}_3 : 0,5 kg/s T : 315,6 K
Flue gas outlet	Pressure-outlet	Mixture	P _{gage} : -1.1 kPa

3.3.2.4 Operating Conditions

Operating condition merupakan perkiraan tekanan daerah operasi *boiler*. Dalam simulasi ini, tekanan operasional diatur pada tekanan 101325 Pa serta terdapat pengaruh gaya gravitasi arah sumbu Y negatif sebesar 9,81 m/s².

3.3.2.5 Solution

Solusi pada studi numerik dengan menggunakan perangkat lunak *Ansys Fluent 16.2* yaitu: *pressure-velocity coupling* menggunakan metode SIMPLE (*Semi Implicit Method for Pressure Linked Equations*), *gradient* menggunakan *Least Square Cell Based*, untuk *Pressure* menggunakan *standard*, *momentum* menggunakan *Second Order Upwind*, *Turbulent*

Kinetic Energy menggunakan *First Order Upwind*, dan untuk *lignite vol*, *O₂*, *CO₂*, *H₂O*, *H₂*, serta *CO* menggunakan *Second Order Upwind* (Sa'adiyah, D.S. 2013).

3.3.2.6 Initialize Conditions

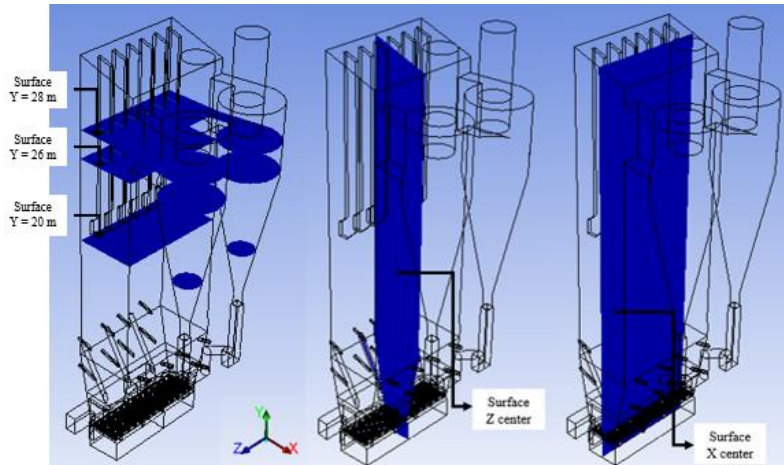
Initialize conditions merupakan nilai awal untuk tiap parameter sebelum proses iterasi untuk memudahkan simulasi mencapai konvergen. *Initialize* yang digunakan dalam simulasi ini adalah *standard initialize*, untuk mendapatkan nilai parameter awal berdasarkan *boundary conditions* dari *inlet*.

3.3.2.7 Monitoring Residual

Monitoring residual adalah tahap penyelesaian masalah berupa proses iterasi hingga mencapai harga konvergen yang diinginkan. Harga konvergen ditetapkan sebesar 10^{-3} artinya proses iterasi dinyatakan telah konvergen setelah residualnya mencapai harga di bawah 10^{-3} . Namun jika nilai konvergen tetap tidak tercapai maka untuk proses validasi dapat dilakukan pengambilan data pada iterasi tertentu dimana pada iterasi tersebut memiliki nilai parameter yang hampir sama dengan data operasi aktual (Sa'adiyah, D.S. 2013).

3.3.3 Post-processing

Post-processing merupakan tahap terakhir dalam simulasi ini. Pada tahap ini diperoleh hasil simulasi berupa data kualitatif berupa kontur atau vektor dan data kuantitatif berupa grafik maupun tabel data. Pada penelitian ini, analisa dilakukan terhadap distribusi temperatur (kontur dan grafik), distribusi kecepatan (kontur dan vektor), dan distribusi volume fraksi pasir (kontur dan grafik). Pengamatan akan dilakukan terhadap masing-masing variasi. Data kualitatif berupa kontur akan diambil pada penampang vertikal (z-center furnace dan x-center furnace) dan penampang horizontal pada elevasi $y = 20; 26; 28; \text{ m}$ dari *furnace* dan *cyclone* seperti pada Gambar 3.5.



Gambar 3.5 Posisi Penampang Pengamatan Data Kualitatif (kontur), (a) Penampang Horizontal atau Elevasi, (b) Penampang Vertikal

3.4 Rancangan Penelitian

Parameter input pada simulasi numerik untuk menganalisa karakteristik fluidisasi, pembakaran dan potensi erosi *cyclone* pada *CFB boiler* PLTU Air Anyir akibat pengaruh variasi volume bed material dapat dilihat pada Tabel 3.7.

Tabel 3.7 Parameter *Input* Penelitian

Parameter	Input	Nilai
<i>Flue gas outlet</i>	Tekanan	Konstan (tabel 3.5)
Batu bara	Temperatur	
	<i>Mass flow rate</i>	
Udara transport batu bara	Temperatur	
	<i>Mass flow rate</i>	
<i>Primary air</i>	Temperatur	Konstan (tabel 3.6)
	<i>Mass flow rate</i>	
<i>Secondary air</i>	Temperatur	Konstan (tabel 3.5)
	<i>Mass flow rate</i>	Konstan (tabel 3.6)

Sedangkan parameter output yang diharapkan dari simulasi ini dapat dilihat pada Tabel 3.8.

Tabel 3.8 Parameter *Output* Simulasi

Tinjauan	Parameter	Lokasi tinjauan
Fluidisasi	Volume fraction pasir	<i>Plane-x center furnace</i>
	Kecepatan udara	<i>Plane-x center furnace</i>
	Tekanan	<i>Plane-x center furnace</i>
Potensi Erosi	Volume fraction dan kecepatan pasir	<i>Wall section furnace dan cyclone</i>
		<i>Plane-y (20; 26; 28 m)</i>
		<i>Wingwall superheater</i>
Pembakaran	Temperatur	<i>Plane-x center furnace</i>
		<i>Plane-y center furnace</i>

Variasi yang akan digunakan dalam simulasi dapat dilihat pada table 3.9

Tabel 3.9 Data Variasi Volume Bed Material

Kasus	Volume <i>bed material</i> (m³)
1	10
2	20
3	30
4	40
5	50

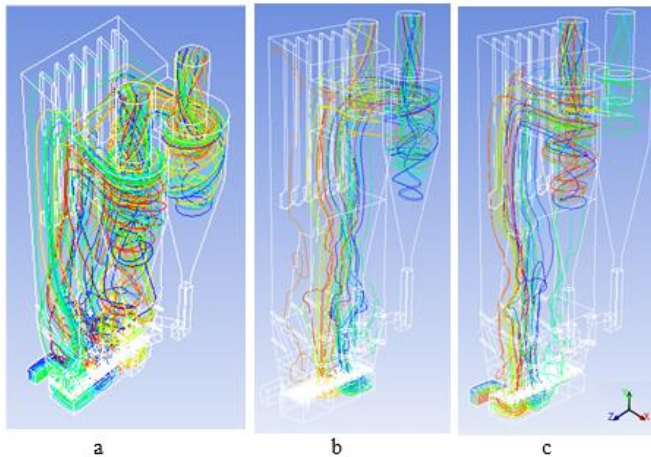
“Halaman ini sengaja dikosongkan”

BAB IV ANALISA DATA DAN PEMBAHASAN

4.1 Hasil Geometri *Setup*

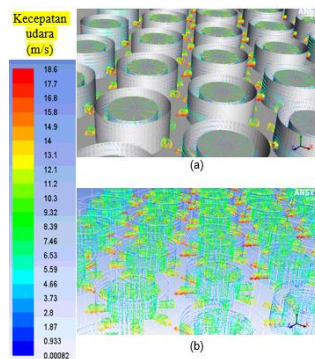
Sebelum dilakukan simulasi *CFB boiler* secara menyeluruh yaitu proses fluidisasi dan pembakaran, terlebih dahulu dilakukan pengecekan terhadap geometri yang dibuat apakah telah terhubung dengan baik antara satu daerah dengan daerah lainnya. Pengecekan geometri ini dilakukan dengan cara melakukan simulasi sederhana yang hanya melibatkan pengumpanan udara ke dalam *CFB boiler* melalui *primary air* dan *secondary air inlet*.

Dari hasil pengecekan terhadap *pathline* udara *primary air* melintasi geometri domain simulasi seperti pada gambar 4.1 menunjukkan bahwa *pathline* udara masuk melalui *boundary inlet* dan bergerak melintasi *windbox*, *nozzle*, zona *lower furnace* sampai *upper furnace*. Lintasan selanjutnya memasuki *cyclone* dan keluar pada *exit cyclone*. Hal ini menunjukkan bahwa geometri dan meshing yang telah dibuat merupakan 1 unit domain simulasi yang dibatasi oleh *boundary inlet* dan outlet dan tersusun dari *meshing area* yang terhubung satu dengan yang lain



Gambar 4.1 *Pathline* dari *Primary Air* Sepanjang Geometri *CFB Boiler*; (a) PA-Kanan dan PA-Kiri (b) PA-Kanan (c) PA-Kiri

Pada gambar 4.1a, udara masuk melalui kedua *inlet primary air*, dari garis pathline dapat dilihat bahwa aliran udara mengalir dengan normal mulai dari inlet primary air, memasuki *windbox*, melewati *nozzle* hingga masuk ke dalam *cyclone*. Pada gambar 4.1b, udara masuk melalui primary air sebelah kanan sehingga aliran udara cenderung mengalir menuju *cyclone* sebelah kanan. Pada gambar 4.1c, udara masuk melalui primary air sebelah kiri sehingga udara cenderung mengalir menuju *cyclone* kiri.

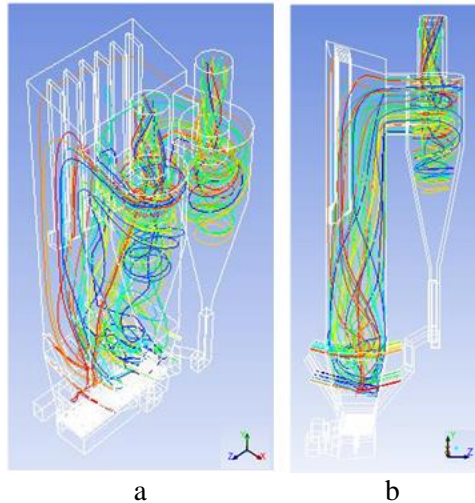


Gambar 4.2 Vektor kecepatan *primary air* melalui *nozzle*; (a) *face* (b) *edge*

Arah aliran dari primary air yang melewati *nozzle* dapat dilihat pada gambar 4.2. Pada gambar 4.2 terlihat vector kecepatan udara yang mengarah keluar dari *nozzle* dari 8 lubang yang dimiliki dan tidak terdapat vector yang mengarah masuk sehingga dapat disimpulkan bahwa tidak terjadi backflow didalam *nozzle*.

Pengecekan *pathline* udara dilakukan juga untuk *secondary air* agar diketahui karakteristik yang dihasilkan dari aliran fluida dan proses fluidisasi. Pada gambar 4.3 dapat dilihat *pathline* dari *secondary air*. *Secondary air* masuk ke ruang bakar melalui 16 buah inlet. Dengan adanya inlet yang berjumlah 16 buah, distribusi dari udara pada ruang bakar akan lebih merata. Setelah

secondary air masuk melalui inlet, aliran fluida akan mengarah ke bagian bawah, dikarenakan inlet dari *secondary air* yang juga mengarah bawah. Aliran lalu bertumbukan dengan *sand particle* yang berada di bagian bawah *furnace*, dekat dengan bagian *nozzle* dari *windbox*. Aliran dari *secondary air* akan berubah arah ke atas *boiler*. Hal ini dikarenakan adanya pengaruh dari *primary air*, dan juga inlet dari *boiler* yang berada di atas *boiler*.



Gambar 4.3 Pathline dari *Secondary Air* Sepanjang *CFB Boiler*;
(a) Pandangan Isometri (b) Pandangan Sampling

Dengan adanya *secondary air* ini, pencampuran dari *primary air* dan *secondary air* akan meningkatkan turbulensi yang ada pada *furnace*. Dengan meningkatnya turbulensi pada ruang bakar, maka proses pembakaran akan lebih maksimal. Hal ini dikarenakan proses pembakaran dari bahan bakar sebagian besar dipengaruhi oleh 3T, yakni *temperature*, *time*, dan *turbulence*. Campuran aliran dari *primary air* dan *secondary air* inilah yang membuat proses pembakaran dari batubara terjaga dengan baik dengan adanya kondisi *special hydrodynamic* pada ruang bakar. Gabungan antara kecepatan gas, aliran *solid* yang

terus bersirkulasi, karakteristik *solid*, dan geometri dari system akan membuat kondisi *special hydrodynamic*. Hal ini membuat kecepatan *solid particle* akan terfluidisasi melebihi *terminal velocity* dari tiap partikel. Partikel *solid* akan bergerak naik turun pada *furnace*, yang akan membuat partikel akan bersirkulasi sepanjang *boiler*.

4.2 Analisa Karakteristik Fluidisasi

Pada bagian analisa karakteristik fluidisasi terdiri dari tiga paramater yang akan dianalisa yaitu fraksi volume *material bed*, kecepatan udara *superficial* dan tekanan. Analisa dilakukan dengan menampilkan hasil kualitatif berupa kontur pada beberapa penampang di *furnace* dan *cyclone*, dan hasil juga akan ditampilkan secara kuantitatif berupa grafik pada beberapa daerah yang dianggap penting untuk dianalisa secara lebih komprehensif.

4.2.1 Distribusi Fraksi Volume *Material bed*

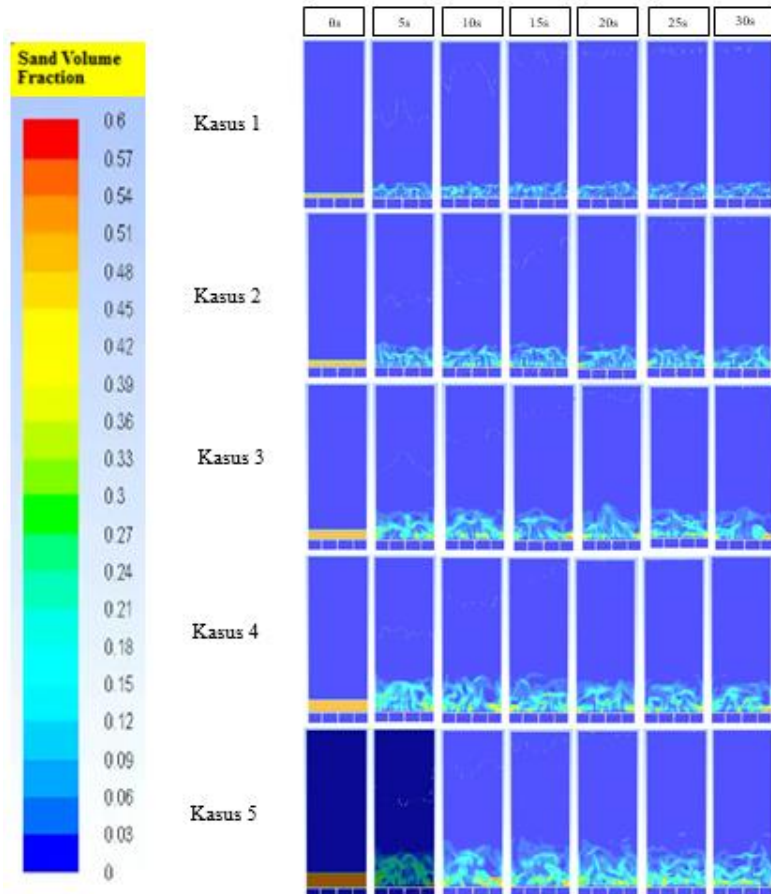
Dalam kimia, fraksi volume φ_i , didefinisikan sebagai volume suatu konstituen V_i dibagi dengan volume keseluruhan dari semua konstituen dalam campuran V sebelum tercampur.

$$\varphi_i = \frac{V_i}{\sum V}$$

Fraksi volume merupakan satuan tidak berdimensi sehingga satuannya hanya dinyatakan dalam bilangan seperti 0,18. Fraksi volume memiliki konsep yang sama dengan persen volume (vol%) yang dinyatakan dengan persentase seperti 18%. Fraksi volume (persentase volume, vol%) adalah salah satu cara untuk mengekspresikan komposisi campuran dengan kuantitas tak berdimensi, fraksi massa (persentase massa, wt%) dan fraksi mol (persentase mol, mol%) adalah jenis satuan lainnya yang biasa digunakan untuk mengamati karakteristik suatu campuran.

Hasil dari simulasi berupa distribusi fraksi volume *material bed*, seperti pada gambar 4.4 sangat berguna untuk mengetahui

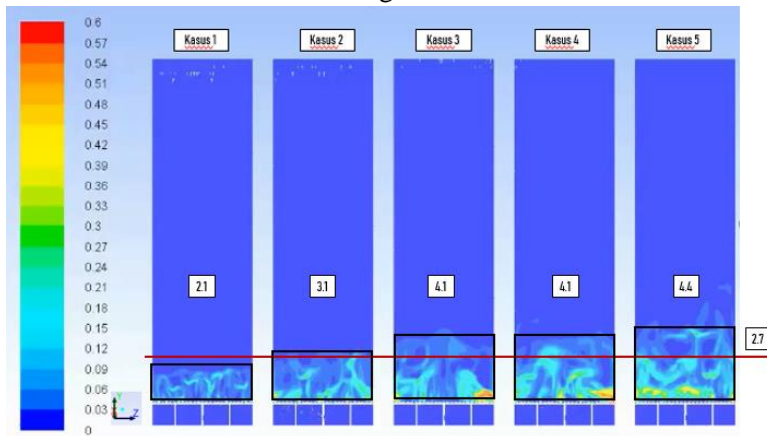
fenomena fluidisasi yang terjadi di dalam *furnace CFB boiler* yang mana hal ini tidak dapat diketahui dengan melakukan pengamatan langsung di lapangan.



Gambar 4.4 Kontur Fraksi Volume *Material bed* pada Penampang Tengah Sumbu-x dari *Furnace* untuk setiap kasus pada $t = 0-30s$

Gambar 4.4 merupakan kontur dari fraksi volume *material bed* yang ditampilkan pada penampang x-center dari *furnace* pada time step 0s, 5s, 10s, 15s, 20s, 25s dan 30s untuk semua kasus

variasi volume *material bed*. Banyaknya volume *material bed* yang baik dapat dilihat dari kondisi fluidisasi bed, fluidisasi bed adalah wilayah fluidisasi dimana terdapat *material bed* yang relatif padat dan berada pada bagian bawah *furnace*. Fluidisasi bed dikatakan baik apabila ketinggian maksimal fluidisasi kurang lebih 10% dari ketinggian *furnace*. Pada data geometri dikatakan bahwa ketinggian *furnace* adalah 27 m sehingga ketinggian maksimal dalam simulasi kurang lebih 2.7 m.



Gambar 4.5 Ketinggian Fluidisasi Bed pada Setiap Kasus

Dari hasil simulasi kasus 1 didapatkan ketinggian fluidisasi bed kurang lebih 2.1 m, sehingga kasus 1 termasuk dalam katagori fluidisasi bed yang baik. Pada simulasi kasus 2 didapatkan ketinggian fluidisasi bed pada kurang lebih 3.1 m, fluidisasi bed kasus 2 telah melebihi batas maksimal fluidisasi bed sehingga dapat dikategorikan tidak baik. Pada simulasi kasus 3 didapatkan ketinggian fluidisasi bed kurang lebih 4.1 m, fluidisasi bed kasus 3 telah melebihi batas maksimal ketinggian fluidisasi bed sehingga kasus 3 dapat dikategorikan tidak baik. Pada simulasi kasus 4 didapatkan ketinggian fluidisasi bed kurang lebih 4.1 m, fluidisasi bed kasus 4 telah melebihi batas maksimal ketinggian fluidisasi bed sehingga kasus 4 dapat dikategorikan

tidak baik. Pada simulasi kasus 5 didapatkan ketinggian fluidisasi bed kurang lebih 4.4 m, fluidisasi bed kasus 5 telah melebihi batas maksimal ketinggian fluidisasi bed sehingga kasus 5 dapat dikategorikan tidak baik. Dalam analisa distribusi fraksi volume *material bed*, kasus yang memiliki fluidisasi bed yang baik hanya pada kasus 1 sedangkan kasus 2, kasus 3, kasus 4 dan kasus 5 tidak dapat dikatakan baik karena ketinggian fluidisasi bed pada masing-masing kasus melebihi batas maksimal fluidisasi bed yang baik.

Walaupun ketinggian fluidisasi bed terlihat pada kasus 5 lebih tinggi daripada kasus 1, namun jika dilihat dari ketinggian sebelum dan sesudah fluidisasi, kasus 1 memiliki ketinggian awal 0.5 m setelah terjadi fluidisasi menjadi 2.1 m sehingga kasus 1 mengalami kenaikan fluidisasi sebesar 320%. Pada kasus 2 memiliki ketinggian awal 0.9 m setelah terjadi fluidisasi menjadi 3.1 m sehingga kasus 2 mengalami kenaikan fluidisasi sebesar 240%. Pada kasus 3 memiliki ketinggian awal 1.4 m setelah terjadi fluidisasi menjadi 4.1 m sehingga kasus 3 mengalami kenaikan fluidisasi sebesar 190%. Pada kasus 4 memiliki ketinggian awal 1.8 m setelah terjadi fluidisasi menjadi 4.1 m sehingga kasus 4 mengalami kenaikan sebesar 130% dan kasus 5 memiliki ketinggian awal 2.3 m setelah terjadi fluidisasi menjadi 4.4 m sehingga kasus 5 mengalami kenaikan fluidisasi sebesar 91%. Berdasarkan analisa diatas dapat dikatakan bahwa semakin banyak volume *material bed* yang diberikan maka perubahan ketinggian fluidisasi bed akan semakin kecil.

4.2.2 Distribusi Kecepatan Udara *Superficial*

Analisa terhadap karakteristik fluidisasi juga dilakukan melalui distribusi kecepatan udara *superficial* yang terjadi di dalam *furnace*. Adapun pengertian dari kecepatan *superficial* adalah kecepatan dari fluida baik cair ataupun gas yang digunakan untuk pengontakkan dengan partikel-partikel padat. Pada pembahasan ini kecepatan *superficial* yang ditampilkan adalah kecepatan yang mengarah ke sumbu-y karena pada arah

inilah udara akan berkontribusi pada terjadinya proses fluidisasi. Dari analisa terhadap distribusi kecepatan udara *superficial* ini dapat diketahui apakah fluidisasi telah berjalan dengan baik.

Sebelum ditampilkan distribusi kecepatan udara *superficial* yang didapatkan dari simulasi. Akan dilakukan terlebih dahulu perhitungan kecepatan udara *superficial* dari beberapa persamaan empiris yaitu berupa U_{mf} yang merupakan kecepatan udara yang dibutuhkan untuk terjadinya *bubbling bed* dimana gaya drag udara sama dengan gaya berat partikel. Kemudian juga akan dihitung nilai U_c yaitu kecepatan transisi dari kondisi *bubbling bed* ke *turbulent bed*.

3. *Minimum fluidization velocity* (U_{mf}), dari Persamaan 2.1 untuk menghitung Ar , Persamaan 2.2 untuk menghitung Re_{mf} , dan Persamaan 2.3 untuk menghitung U_{mf} . Data densitas udara dan viskositas udara tercantum pada Tabel 3.3 dan untuk data diameter partikel *material bed* dan densitas *material bed* tercantum pada Tabel 3.5.

$$Ar = \frac{0,295(2500 - 0.295)9,81 \times 0,0002^3}{(4,49 \times 10^{-5})^2} = 28,706$$

$$Re_{mf} = [27,2^2 + 0,0408 \times 28,706]^{0,5} - 27,2 = 0,02$$

$$U_{mf} = \frac{0,02 \times 4,49 \times 10^{-5}}{0,0002 \times 0,316} = 0,014 \text{ m/s}$$

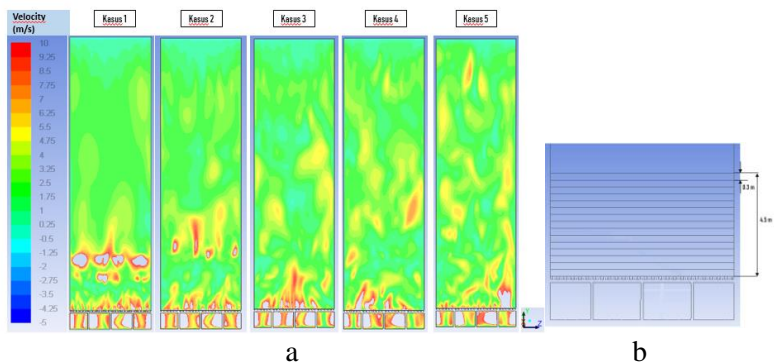
4. Transisi ke *turbulent bed* (U_c)

$$U_c = 3 \cdot \sqrt{2500 \times 0,0002 - 0,17} = 1,95 \text{ m/s}$$

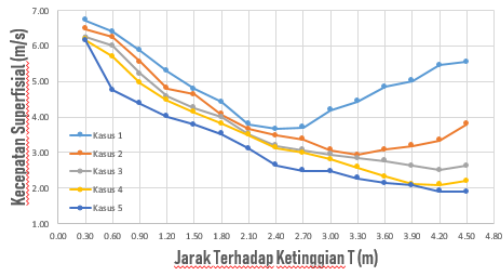
Pada gambar 4.6a ditampilkan kontur kecepatan udara *superficial* arah sumbu-y yang diambil pada penampang tengah

sumbu-x *furnace* pada t adalah 30s. Dari gambar 4.6a dapat diketahui bahwa pada kasus 1 terlihat pada daerah di sekitar inlet secondary air mengalami nilai kecepatan diatas skala yang diberikan dikarenakan pada kasus 1 fluidisasi bed tidak mencapai ketinggian *inlet secondary air*. Sedangkan pada kasus 2 kecepatan di sekitar *inlet secondary air* semakin menurun dan pada kasus 3, kasus 4 dan kasus 5 kecepatan disekitar *inlet secondary air* sudah tidak ada kecepatan yang tinggi dikarenakan fluidisasi bed pada kasus 3, kasus 4 dan kasus 5 berada diatas *inlet secondary air*.

Distribusi kecepatan udara ini juga dianalisa dari plot kecepatan udara arah sumbu-y terhadap jarak dari titik referensi $x = 0$ pada 15 ketinggian yang berbeda seperti pada gambar 4.6b. Kecepatan udara *superficial* yang baik adalah sekitar 4-6 m/s (Basu, P. 2015).



Gambar 4.6 (a) Kontur Kecepatan Udara Arah Sumbu-y pada Penampang Tengah Sumbu-x dari *Furnace*. (b) Garis pengambilan data grafik



Gambar 4.7 Plot Kecepatan *Superficial* pada Setiap Penampang

Gambar 4.7 memperlihatkan kondisi kecepatan udara *superficial* pada masing-masing kasus menurun di setiap ketinggian pengukuran, namun pada kasus 1 dan 2 terdapat kenaikan kecepatan udara *superficial* di ketinggian tertentu dikarenakan pada ketinggian tersebut udara telah melewati wilayah fluidisasi bed. Pada kasus 1, kecepatan udara *superficial* sebesar 6.72 m/s di ketinggian pengukuran awal 0.3 m kemudian menurun sampai pada kecepatan udara *superficial* terendah sebesar 3.66 m/s pada ketinggian pengukuran 2.4 m dan kecepatan udara *superficial* naik kembali sampai pada ketinggian pengukuran akhir 4.5 m sebesar 5.54 m/s, kasus 1 memiliki kecepatan udara *superficial* rata-rata sebesar 4.94 m/s. Pada kasus 2, kecepatan udara *superficial* sebesar 6.48 m/s di ketinggian pengukuran awal 0.3 m kemudian menurun sampai pada kecepatan udara *superficial* terendah sebesar 2.93 m/s pada ketinggian pengukuran 3.3 m dan kecepatan udara *superficial* naik kembali sampai pada ketinggian pengukuran akhir 4.5 m sebesar 3.80 m/s, kasus 2 memiliki kecepatan udara *superficial* rata-rata sebesar 4.11 m/s. Pada kasus 3, kecepatan udara *superficial* sebesar 6.25 m/s di ketinggian pengukuran awal 0.3 m kemudian menurun sampai pada kecepatan udara *superficial* terendah sebesar 2.50 m/s pada ketinggian pengukuran 4.2 m dan kecepatan udara *superficial* naik kembali sampai pada ketinggian pengukuran akhir 4.5 m sebesar 2.62 m/s, kasus 3 memiliki kecepatan udara *superficial* rata-rata sebesar 3.76 m/s. Pada kasus

4, kecepatan udara *superficial* sebesar 6.17 m/s di ketinggian pengukuran awal 0.3 m kemudian menurun sampai pada kecepatan udara *superficial* terendah sebesar 2.09 m/s pada ketinggian pengukuran 4.2 m dan kecepatan udara *superficial* naik kembali sampai pada ketinggian pengukuran akhir 4.5 m sebesar 2.20 m/s, kasus 4 memiliki kecepatan udara *superficial* rata-rata sebesar 3.53 m/s. Pada kasus 5, kecepatan udara *superficial* sebesar 6.15 m/s di ketinggian pengukuran awal 0.3 m kemudian menurun sampai pada kecepatan udara *superficial* terendah sebesar 1.89 m/s pada ketinggian pengukuran 4.5 m, kasus 5 memiliki kecepatan udara *superficial* rata-rata sebesar 3.25 m/s

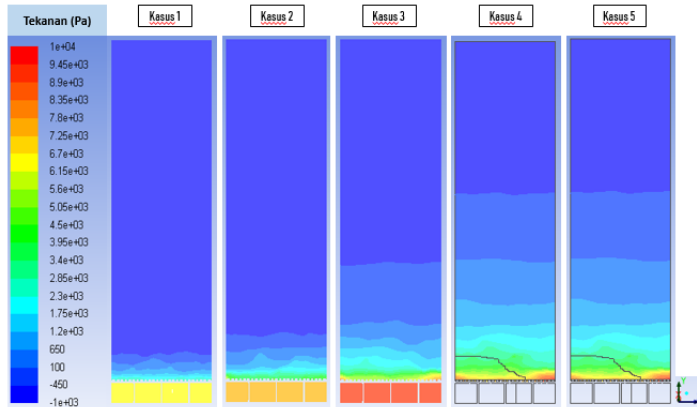
Berdasarkan data diatas maka penambahan volume *material bed* mempengaruhi kecepatan udara *superficial*. Walaupun seluruh kasus masih dalam wilayah *turbulent bed* namun kasus yang memenuhi kriteria kecepatan udara *superficial* hanyalah kasus 1 dan kasus 2 dengan rata-rata kecepatan udara *superficial* sebesar 4.94 m/s dan 4.11 m/s.

4.2.3 Distribusi Tekanan

Tekanan adalah satu-satunya parameter yang terukur dalam analisa fluidisasi ini, dimana parameter lainnya yaitu fraksi volume *material bed* dan kecepatan udara *superficial* sulit untuk diukur dan diketahui secara pasti dalam kenyataannya di lapangan. Tekanan di dalam *furnace* sangat berkaitan langsung dengan proses fluidisasi sehingga dapat memberikan gambaran bagaimana proses fluidisasi yang terjadi di dalam *furnace*.

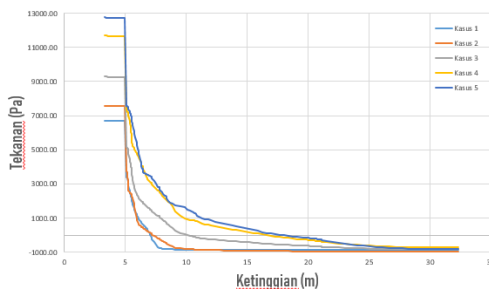
Pada pembahasan ini, distribusi tekanan dianalisa melalui kontur tekanan *windbox* pada penampang tengah sumbu-x dari *furnace* seperti pada gambar 4.6. Tekanan *windbox* yang baik adalah sekitar 6.5 kPa sampai 7.5 kPa. Apabila nilai tekanan *windbox* jauh melebihi nilai 7,5 kPa dapat dikhawatirkan menyebabkan ledakan pada *windbox*, sebaliknya apabila nilai tekanan *windbox* kurang dari 6,5 kPa dapat mengindikasikan

bahwa *mass flow primary air* kurang mencukupi untuk membuat kondisi fluidisasi pada *material bed*.



Gambar 4.8 Kontur Tekanan Arah Sumbu-y pada Penampang Tengah Sumbu-x dari *Furnace*

Pada gambar 4.8 terlihat perbedaan kontur dari tekanan di daerah *windbox*, pada kasus 1 kontur tekanan berada pada level 14 antara 6.15 kPa – 6.7 kPa. Pada kasus 2, kontur tekanan berada pada level 16 antara 7.25 kPa – 7.8 kPa. Pada kasus 3, kontur tekanan berada pada level 18 antara 8.9 kPa – 9.45 kPa. Pada kasus 4 dan kasus 5 kontur tekanan tidak terlihat karena tekanan kasus 4 dan kasus 5 berada diatas skala yang diberikan.



Gambar 4.9 Plot Tekanan terhadap Ketinggian *Furnace* pada Garis Tengah *Furnace*

Pada gambar 4.9 dapat dilihat distribusi tekanan pada masing-masing kasus, *pressure drop* setiap kasus secara berurutan adalah 3.2 kPa, 3.7 kPa, 4.1 kPa, 4.3 kPa dan 5.1 kPa. Besarnya *pressure drop* menunjukkan bahwa didalam *furnace* masih terdapat *material bed* yang cukup.

Tekanan *windbox* ideal sebesar 6.5 kPa sampai 7.5 kPa, jika tekanan terlalu rendah maka dikhawatirkan tidak terjadi fluidisasi dan jika tekanan terlalu besar dikhawatirkan *windbox* akan melebihi kapasitas. Pada kasus 1, tekanan *windbox* adalah 6.6 kPa sehingga kasus 1 memiliki tekanan *windbox* yang sesuai dengan kriteria. Pada kasus 2, tekanan *windbox* adalah 7.6 kPa sehingga kasus 2 memiliki tekanan *windbox* yang tidak sesuai dengan kriteria. Pada kasus 3, tekanan *windbox* adalah 9.3 kPa sehingga kasus 3 memiliki tekanan *windbox* yang tidak sesuai dengan kriteria. Pada kasus 4, tekanan *windbox* adalah 12.7 kPa sehingga kasus 4 memiliki tekanan *windbox* yang tidak sesuai dengan kriteria dan pada kasus 5, tekanan *windbox* adalah 16.7 kPa sehingga kasus 5 memiliki tekanan *windbox* yang tidak sesuai dengan kriteria. Berdasarkan hasil tersebut, kasus yang memiliki tekanan *windbox* yang sesuai dengan kriteria adalah kasus 1.

Berdasarkan hasil diatas maka penambahan volume *material bed* mempengaruhi perubahan tekanan, semakin banyak volume *material bed* yang ditambahkan maka semakin besar tekanan pada *windbox*.

4.3 Analisa Potensi Erosi pada Dinding Boiler

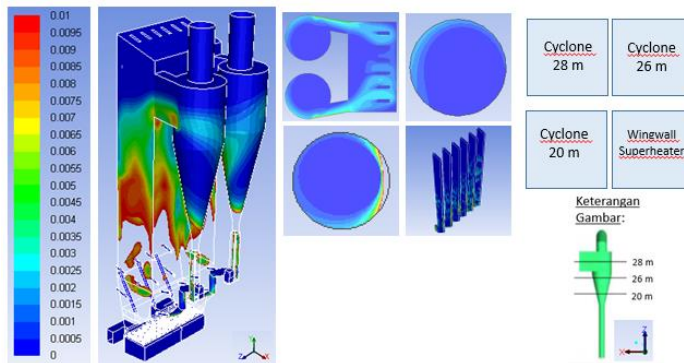
Pada sub-bab 2.6 telah diuraikan berbagai isu pada pengoperasian dan perawatan *CFB boiler*. Diketahui bahwa masalah yang terbesar dan paling sering terjadi adalah degradasi material akibat tererosi oleh partikel *material bed*. Daerah-daerah yang paling berpotensi terjadi erosi adalah pada *cyclone*, *wingwall superheater*, *lower furnace*, *wall tubes*, dan *nozzle grid*. Pada pembahasan potensi erosi ini akan lebih fokus pada daerah *cyclone* dan *wingwall superheater* dikarenakan pada daerah tersebut adalah daerah yang potensi erosinya lebih dipengaruhi

oleh parameter operasi. Sedangkan untuk *lower furnace* erosi yang terjadi hampir tidak dapat dihindari dari perubahan parameter operasi karena kemungkinan pada setiap kasus yang divariasikan pada penelitian ini akan menghasilkan pola aliran *material bed* yang mengalami turbulensi yang tinggi pada daerah tersebut. Kemudian untuk daerah *wall tubes*, erosi yang terjadi lebih dikarenakan faktor desain. Kemudian untuk daerah *nozzle grid* kejadiannya hanya akan ditemui pada pengoperasian dengan kecepatan udara *superficial* yang sangat rendah.

Terdapat beberapa faktor yang berpengaruh pada laju erosi. Salah satu faktor tersebut adalah kecepatan *material bed* dan konsentrasi *material bed*. Dikarenakan kedua parameter ini adalah parameter yang mampu didapatkan dari hasil simulasi, maka dari itu pada bagian analisa karakteristik potensi erosi ini terdiri dari dua parameter yang akan dianalisa yaitu fraksi volume *material bed* dan kecepatan *material bed* terutama di bagian *wingwall superheater* dan *cyclone*. Semakin tinggi ekspansi fluidisasi bed maka semakin besar kemungkinan terjadi potensi erosi pada *cyclone*. Analisa dilakukan dengan menampilkan kontur maupun vektor pada beberapa penampang di daerah *furnace*, *wingwall superheater* dan *cyclone*.

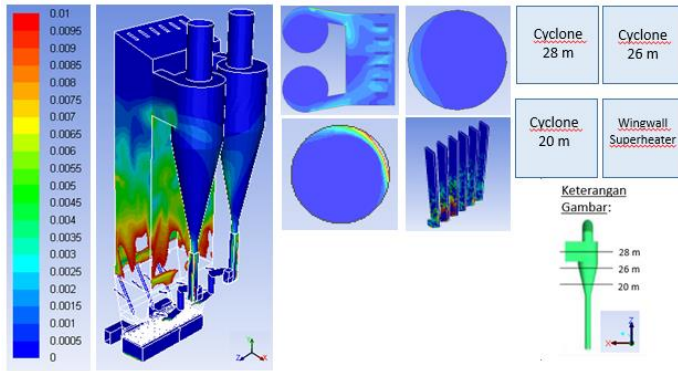
4.3.1 Distribusi Fraksi Volume *Material bed*

Pada sub-sub bab ini akan dibahas distribusi fraksi volume *material bed* yang berukuran relatif lebih kecil atau yang lebih sering disebut *fine particles*. *Fine particles* berbeda dengan *fluidisasi bed* yang cenderung hanya berfluktuasi di bagian *lower furnace*, *fine particles* yang cenderung berukuran lebih kecil dan tidak menggumpal seperti *fluidisasi bed*. Banyaknya *fine particles* yang mencapai *wingwall superheater* dan *cyclone* dapat menyebabkan erosi yang parah pada daerah tersebut. Perlu dilakukan pengaturan nilai range fraksi volume yang sangat kecil agar kontur yang dihasilkan lebih informatif untuk analisa distribusi fraksi volume *material bed* (*fine particles*) pada masing-masing kasus.



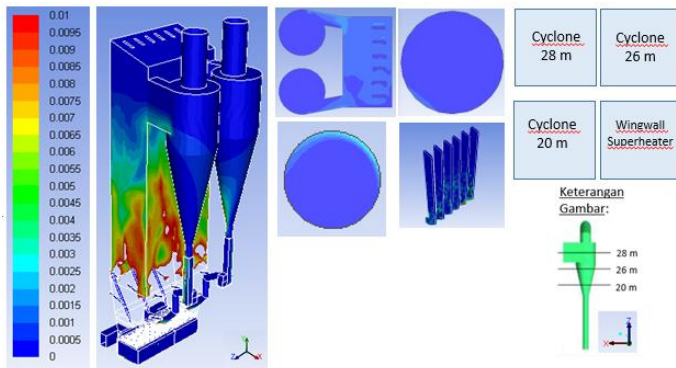
Gambar 4.10 Kontur Fraksi Volume *Material bed* Pandangan Isometrik, Elevasi *Cyclone*, dan *Wingwall Superheater* Kasus 1

Dari Gambar 4.10 yakni kontur fraksi volume *material bed* pandangan isometrik, elevasi *cyclone* di 28 m, 26 m, dan juga *wingwall superheater* untuk kasus 1. Nilai range fraksi volume yang digunakan adalah 0-0.01. Dari gambar dapat diketahui bahwa partikel *material bed* yang mencapai *cyclone* yakni sekitar $1.7e^{-4} - 4.5e^{-3}$ (170 - 4500 ppm). Kemudian untuk daerah *wingwall superheater*, partikel *material bed* hanya terdapat pada bagian pangkal bawahnya saja dengan nilai fraksi volume sekitar $2.5e^{-3}$ (2500 ppm). Jumlah partikel *material bed* yang ringan mudah terbawa masuk ke dalam *cyclone*, sehingga potensi erosi pada bagian *cyclone* pada kasus ini cukup besar.



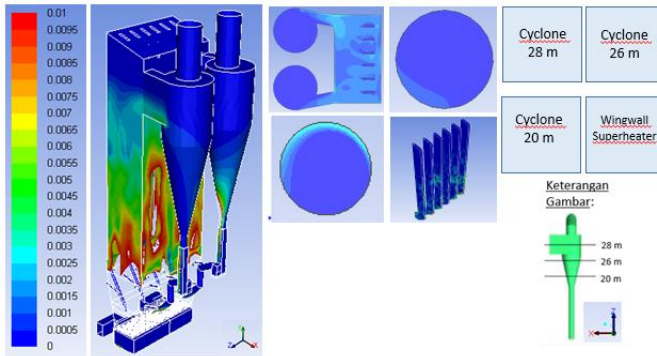
Gambar 4.11 Kontur Fraksi Volume *Material bed* Pandangan Isometrik, Elevasi *Cyclone*, dan *Wingwall Superheater* Kasus 2

Dari Gambar 4.11 yakni kontur fraksi volume *material bed* pandangan isometrik, elevasi *cyclone* di 28 m, 26 m, dan 20 m, dan juga *wingwall superheater* untuk kasus 2. Nilai range fraksi volume yang digunakan adalah 0-0.01. Dari gambar dapat diketahui bahwa partikel *material bed* yang mencapai *cyclone* hanya sedikit sekali yakni sekitar $1.7e^{-4} - 2.5e^{-3}$ (170 - 2500 ppm). Kemudian untuk daerah *wingwall superheater*, partikel *material bed* hanya terdapat pada bagian pangkal bawahnya saja dengan nilai fraksi volume sekitar $2.5e^{-3}$ (2500 ppm). Jumlah partikel *material bed* yang ringan sebagian terbawa masuk ke *cyclone*, sehingga potensi erosi pada bagian *cyclone* pada kasus ini kecil.



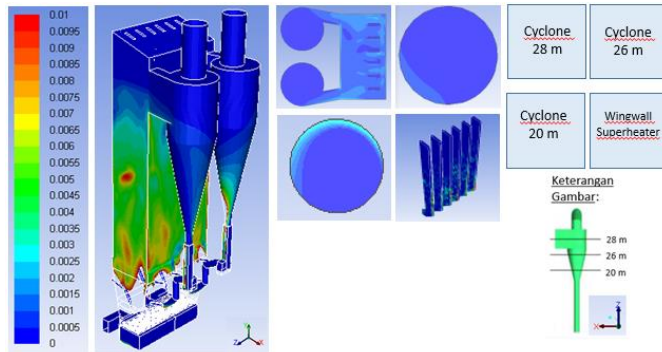
Gambar 4.12 Kontur Fraksi Volume *Material bed* Pandangan Isometrik, Elevasi *Cyclone*, dan *Wingwall Superheater* Kasus 3

Dari Gambar 4.12 yakni kontur fraksi volume *material bed* pandangan isometrik, elevasi *cyclone* di 28 m, 26 m, dan 20 m, dan juga *wingwall superheater* untuk kasus 2. Nilai range fraksi volume yang digunakan adalah 0-0.01. Dari gambar dapat diketahui bahwa partikel *material bed* yang mencapai *cyclone* hanya sedikit sekali yakni sekitar $1.4e^{-4} - 1.7e^{-3}$ (140 - 1700 ppm). Kemudian untuk daerah *wingwall superheater*, partikel *material bed* hanya terdapat pada bagian pangkal bawahnya saja dengan nilai fraksi volume sekitar $2.5e^{-3}$ (2500 ppm). Jumlah sebagian partikel *material bed* yang ringan mudah terbawa ke masuk dalam *cyclone*, sehingga potensi erosi pada bagian *cyclone* pada kasus ini kecil.



Gambar 4.13 Kontur Fraksi Volume *Material bed* Pandangan Isometrik, Elevasi *Cyclone*, dan *Wingwall Superheater* Kasus 4

Dari Gambar 4.13 yakni kontur fraksi volume *material bed* pandangan isometrik, elevasi *cyclone* di 28 m, 26 m, dan 20 m, dan juga *wingwall superheater* untuk kasus 2. Nilai range fraksi volume yang digunakan adalah 0-0.01. Dari gambar dapat diketahui bahwa partikel *material bed* yang mencapai *cyclone* hanya sedikit sekali yakni sekitar $1.1 \times 10^{-5} - 1.7 \times 10^{-5}$ (11 - 17 ppm). Kemudian untuk daerah *wingwall superheater*, partikel *material bed* hanya terdapat pada bagian pangkal bawahnya saja dengan nilai fraksi volume sekitar 4.5×10^{-3} (4500 ppm). Partikel *material bed* cenderung masih berada pada *furnace*, sehingga potensi erosi pada bagian *cyclone* pada kasus ini relatif kecil.



Gambar 4.14 Kontur Fraksi Volume *Material bed* Pandangan Isometrik, Elevasi *Cyclone*, dan *Wingwall Superheater* Kasus 5

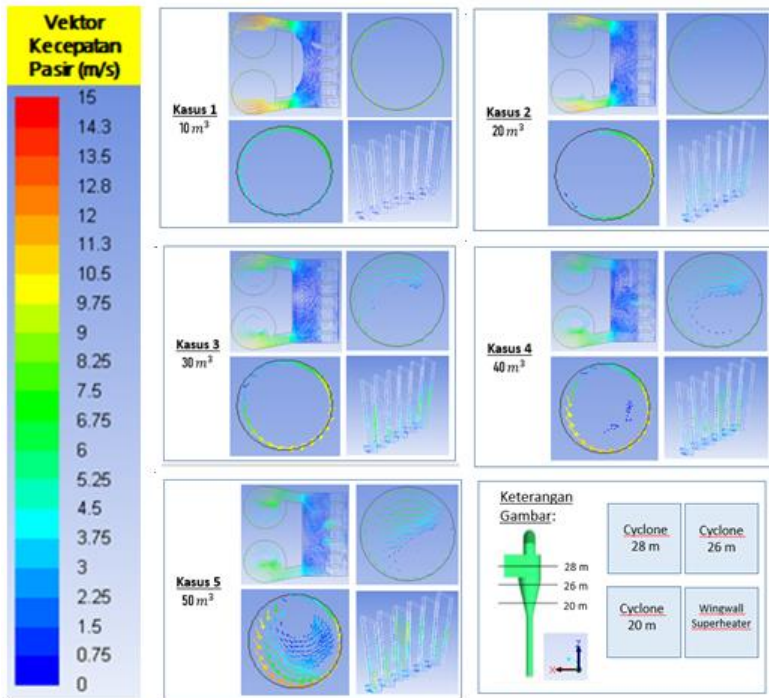
Dari Gambar 4.14 yakni kontur fraksi volume *material bed* pandangan isometrik, elevasi *cyclone* di 28 m, 26 m, dan 20 m, dan juga *wingwall superheater* untuk kasus 2. Nilai range fraksi volume yang digunakan adalah 0-0.01. Dari gambar dapat diketahui bahwa partikel *material bed* yang mencapai *cyclone* hanya sedikit sekali yakni sekitar $5.9 \times 10^{-5} - 2.9 \times 10^{-4}$ (59 - 290 ppm). Kemudian untuk daerah *wingwall superheater*, partikel *material bed* hanya terdapat pada bagian pangkal bawahnya saja dengan nilai fraksi volume sekitar 6.5×10^{-3} (6500 ppm). Partikel *material bed* cenderung masih berada pada *furnace*, sehingga potensi erosi pada bagian *cyclone* pada kasus ini relatif kecil.

Berdasarkan pembahasan diatas, distribusi fraksi volume *material bed* pada *cyclone* akan semakin kecil jika volume *material bed* ditambahkan namun, semakin besar volume *material bed* yang diberikan fraksi volume pada *superheater* akan semakin besar.

4.3.2 Distribusi Kecepatan Partikel *Material bed*

Pada sub-sub bab ini akan dibahas distribusi kecepatan *material bed* melalui hasil simulasi berupa vektor kecepatan *material bed* pada penampang isometrik *CFB boiler*, pada beberapa penampang di *cyclone* ketinggian 28 m, 26 m, dan 20 m,

dan juga pada *wingwall superheater*. Analisa vektor kecepatan *material bed* yang lebih lengkap di daerah *cyclone* dan *wingwall superheater* maka ditampilkan gambar 4.15. Gambar 4.15 merupakan vektor kecepatan yang diambil pada elevasi *cyclone* 28 m, 26 m, dan 20 m, dan juga *wingwall superheater*. Dari gambar dapat diketahui bahwa pada semua kasus menunjukkan bahwa kecepatan *material bed* maksimal di *cyclone* terjadi pada *inlet duct* dan juga pada ketinggian 20 m akibat terjadi pengecilan penampang. Akan tetapi arah vektor pada *inlet duct* cenderung sejajar dengan permukaan dinding sehingga potensi erosinya cenderung kecil. Berbeda dengan daerah *target area* yang terlihat bahwa pada daerah tersebut vektor *material bed* menumbuk dengan sudut tertentu terhadap permukaan yang dapat mengakibatkan erosi. Selain itu dapat pula diketahui bahwa jumlah vektor dan nilai kecepatan partikel *material bed* semakin berkurang apabila volume *material bed* ditambahkan. Kemudian untuk daerah *wingwall superheater* juga menunjukkan tren sebaliknya dengan vektor kecepatan *material bed* di *cyclone*, yang mana jumlah vektor dan nilai kecepatan partikel *material bed* di daerah *wingwall superheater* semakin tinggi dengan meningkatnya volume *material bed*. Hal ini disebabkan oleh distribusi fraksi volume *material bed* yang semakin tinggi karena volume *material bed* yang semakin besar terfluidisasi dengan ketinggian mencapai *superheater*. Daerah paling berpotensi terjadi erosi pada *wingwall superheater* adalah pada daerah pangkal bawah dikarenakan pada daerah ini adalah daerah yang pertama kali mengalami kontak dengan partikel *material bed*. Maka pemasangan *refractory* pada daerah *bull nose*, *target area* dan pangkal bawah *wingwall superheater* sangat penting dilakukan untuk memperpanjang umur pembangkit secara umum dan secara khusus umur *cyclone* dan *wingwall superheater*.



Gambar 4.15 Vektor Kecepatan *Material bed* pada Cyclone dan Superheater untuk Setiap Kasus

Dari pembahasan potensi erosi ini yang terdiri dari parameter fraksi volume *material bed* dan kecepatan *material bed* dapat disimpulkan bahwa penambahan volume *material bed* sangat berpengaruh pada potensi erosi. Dimana semakin sedikit volume *material bed* yang digunakan akan menambah kecepatan dan jumlah *material bed* yang memasuki cyclone dan semakin banyak volume *material bed* akan menambah kecepatan dan jumlah *material bed* yang merusak superheater. Berdasarkan Persamaan 2.7 dan 2.8 dengan meningkatnya fraksi volume *material bed* (konsentrasi pasir) dan kecepatan partikel *material bed* maka semakin tinggi pula potensi terjadinya erosi. Walaupun

ada faktor lain seperti sudut tumbukkan yang berpengaruh pada laju erosi, akan tetapi untuk saat ini hal tersebut belum memungkinkan untuk diketahui secara detail nilainya dari hasil simulasi. Parameter fraksi volume dan kecepatan *material bed* dinilai sudah cukup mewakili pola erosi yang terjadi di *CFB boiler* ini. Pemasangan material (*refractory*) dengan spesifikasi yang lebih baik sangat diperlukan pada daerah-daerah rawan terjadi erosi agar dapat mengurangi dampak erosi sekaligus dapat memperpanjang umur *boiler* dan mengurangi kemungkinan kerugian-kerugian akibat shutdown yang tidak diinginkan.

Volume fraksi dan kecepatan *material bed* juga mempengaruhi *massflow*, beberapa tinjauan diambil untuk memastikan *mass balance* pada *furnace* antara lain *inlet cyclone*, *outlet cyclone* menuju *fluegas* dan *massflow* yang memasuki *sealpot* melalui *lower furnace*. Hasil dari tinjauan dapat dilihat pada tabel 4.1.

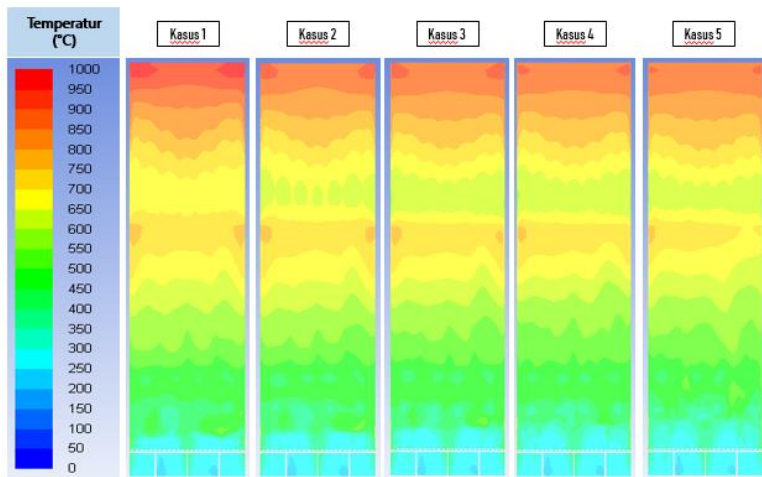
Tabel 4.1 *Massflow* pada setiap kasus

Daerah Tinjauan <i>massflow</i>	Kasus 1 (kg/s)	Kasus 2 (kg/s)	Kasus 3 (kg/s)	Kasus 4 (kg/s)	Kasus 5 (kg/s)
<i>Inlet Cyclone</i>	30.9	29.2	26.7	25.3	23.9
<i>Outlet Cyclone</i>	38.4	38.2	37.7	37.1	36.8
<i>Sealpot</i>	8.51	9.68	10.70	12.72	13.82

Pada tabel dapat dilihat bahwa penambahan volume *material bed* mengurangi *massflow* pada *inlet cyclone* dan *outlet cyclone* karena *massflow* terhambat oleh tumpukan *material bed*, dan *massflow* bertambah pada *sealpot* karena *massflow* yang terhambat mencari jalan lain untuk naik dan masuk ke dalam *sealpot*.

4.4 Analisa Karakteristik Pembakaran

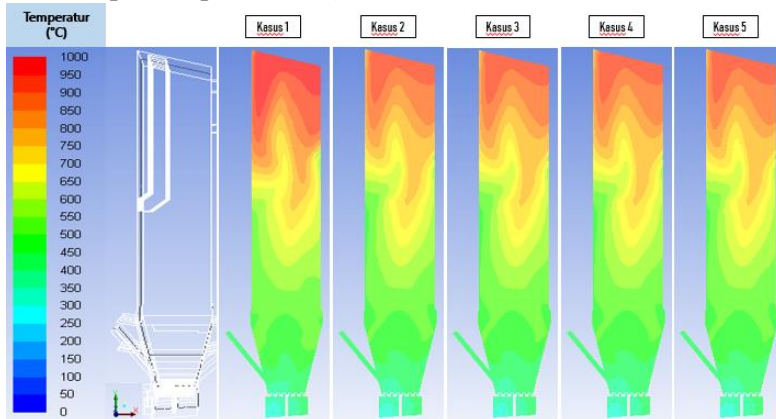
Visualisasi kontur temperatur digunakan untuk menunjukkan penyebaran dan temperatur yang dihasilkan pada ruang bakar. Visualisasi ini didapatkan dari simulasi numerik yang ditunjukkan pada gambar 4.16. Analisa karakteristik pembakaran pada *CFB boiler* ini akan ditampilkan kontur temperatur pada *furnace*. Kontur temperatur diambil pada penampang vertikal memotong sumbu-y. Plot temperatur terhadap ketinggian titik pengukuran pada *furnace* juga akan ditampilkan untuk merinci bagaimana perbedaan distribusi temperatur yang dihasilkan dari tiap kasus.



Gambar 4.16 Kontur Temperatur pada Penampang Tengah Sumbu-x dari *Furnace*

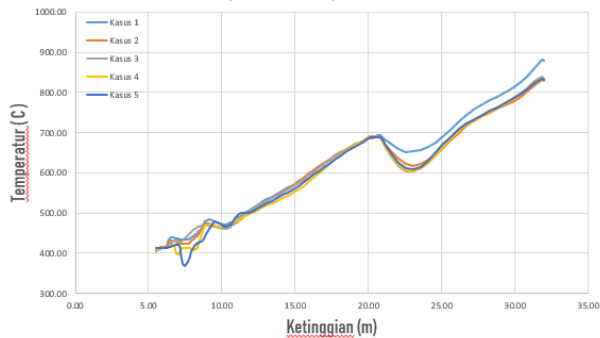
Pada Gambar 4.16 dapat dilihat kontur temperatur pada penampang tengah sumbu-x *furnace* dari semua kasus. Dari gambar dapat dilihat bahwa setiap kasus menghasilkan kontur temperatur yang tidak jauh berbeda, baik dari tren maupun nilainya. Pada umumnya nilai temperatur akan naik jika volume *material bed* mengalami penurunan dan temperatur akan turun jika volume *material bed* bertambah. Temperatur normal dari CFB Boiler adalah sekitar 800 °C sampai dengan 900 °C. Pada

kasus 1, kontur yang terlihat pada gambar berada di level skala 850 °C sampai 900°C sedangkan untuk kasus 2, kasus 3, kasus 4 dan kasus 5 berada di level skala 800 °C sampai 850 °C. Pada daerah *lower furnace* semua kasus menghasilkan nilai temperatur yang relatif lebih rendah daripada daerah *upper furnace*. Rata-rata nilai temperatur pada *lower furnace* sekitar 400-550 °C.



Gambar 4.17 Kontur Temperatur pada Penampang Tengah Sumbu-z dari *Furnace*

Pada gambar 4.17 dapat dilihat kontur temperatur pada masing-masing kasus naik secara merata, hal ini diakibatkan adanya wingwall superheater yang membuat udara menjadi berbelok dan membuat kecepatan udara disekitarnya menjadi lebih cepat. Udara yang lebih cepat membawa temperatur rendah naik sehingga pada gambar 4.16 terlihat seolah-olah terjadi penurunan kembali di bagian tengah *furnace*.



Gambar 4.18 Plot Temperatur terhadap Ketinggian *Furnace*

Kemudian Gambar 4.18 yang merupakan plot temperatur gas terhadap ketinggian *furnace* digunakan untuk menganalisa distribusi temperatur gas pada *furnace* secara lebih komprehensif. Dari gambar diketahui bahwa secara umum temperatur gas akan meningkat dengan semakin tingginya titik acuan pengukuran. Pada setiap kasus menunjukkan bahwa temperatur gas hanya mengalami fluktuasi pada daerah *lower furnace* dimana mayoritas proses fluidisasi terjadi. Terjadi perbedaan nilai temperatur yang cukup signifikan pada daerah *lower furnace* ini yang mana hal ini tidak dapat diamati pada kontur temperatur yang ditampilkan sebelumnya.

Pada gambar 4.18 dapat dilihat bahwa kasus 1 memiliki temperatur lebih tinggi dibandingkan kasus yang lain. Kasus 1 memiliki temperatur sebesar 881.7 °C, kasus 2 memiliki temperatur sebesar 830.7 °C, kasus 3 memiliki temperatur sebesar 833.6 °C, kasus 4 memiliki temperatur sebesar 829.55 °C dan kasus 5 memiliki temperatur sebesar 830.3°C. Berdasarkan hasil yang telah didapatkan seluruh kasus masuk kedalam kriteria temperatur yang baik.

“halaman ini sengaja dikosongkan”

BAB V

KESIMPULAN DAN SARAN

5.1 Kesimpulan

Simulasi numerik untuk mengetahui bagaimana pengaruh volume *material bed* pada karakteristik *CFB Boiler* dengan lima kasus volume *material bed* yang berbeda yaitu 10 m³, 20 m³, 30 m³, 40 m³ dan 50 m³ telah berhasil dilakukan. Dari hasil simulasi tersebut didapatkan beberapa kesimpulan sebagai berikut :

1. Pada analisa pembakaran dengan temperatur ideal 800 °C sampai 900 °C, seluruh kasus memenuhi kriteria dengan temperatur masing-masing kasus adalah 881 °C, 830 °C, 833 °C, 829 °C dan 830 °C.
2. Pada analisa fluidisasi bed dengan ketinggian fluidisasi bed maksimal 2.7 m dan analisa tekanan *windbox* dengan tekanan ideal adalah 6.5 kPa sampai 7.5 kPa, kasus yang memenuhi kriteria hanyalah kasus 1 dengan ketinggian fluidisasi bed 2.1 m dan tekanan *windbox* sebesar 6.6 kPa.
3. Pada analisa kecepatan udara *superficial* dengan kecepatan udara *superficial* ideal adalah 4 m/s sampai 6 m/s, kasus yang memenuhi kriteria adalah kasus 1 dan kasus 2 dengan kecepatan udara *superficial* sebesar 4.9 m/s dan 4.1 m/s.
4. Pada analisa erosi, kecepatan *material bed* dan volume fraksi pada *cyclone* akan semakin berkurang seiring bertambahnya volume *material bed* sehingga kasus 1 dengan volume *material bed* sebesar 10 m³ memiliki potensi erosi pada *cyclone* lebih besar dibandingkan kasus 5 dengan volume *material bed* 50 m³.

5.2 Saran

Saran yang dapat diberikan penulis agar terjadi peningkatan kualitas pada penelitian berikutnya yang terkait dengan topik ini adalah sebagai berikut:

1. Berdasarkan hasil simulasi yang telah dilakukan, maka kasus 1 dan kasus 2 dengan volume *material bed* sebesar 10 m^3 dan 20 m^3 dapat dijadikan rekomendasi dalam pengoperasian boiler CFB PLTU Air Anyir, walaupun untuk kasus 2 beberapa parameter seperti fluidisasi bed dan tekanan melewati batas kriteria namun kasus 2 memiliki kecepatan dan volume fraksi *material bed* pada *cyclone* yang baik sehingga dapat dijadikan batas maksimal volume *material bed*.
2. Diperlukan pengembangan perangkat lunak *CFD* untuk dapat melakukan simulasi *CFB* boiler dengan baik, dimana saat ini masih sering ditemui berbagai kesulitan terutama dalam mengkombinasikan model multiphase dan model spesies transport agar hasil simulasi yang dihasilkan dapat lebih baik.
3. Diperlukan studi lebih lanjut bagaimana mensimulasikan transformasi ukuran partikel pasir agar dapat didapatkan hasil simulasi yang lebih baik.
4. Dilakukan analisa lebih lanjut mengenai emisi yang dihasilkan dari proses pembakaran.

DAFTAR PUSTAKA

- Sudarmanta, B., Syaifudin, A., Nugroho, G., dan Wijayanto, R.M., Agustus. 2017. "Studi numerik pengaruh diameter bed material terhadap karakteristik fluidisasi pada circulating fluidized bed boiler beban 28.6 MW". **Seminar Nasional Teknik Mesin 12**. Kemandirian Energi Nasional.
- Wijayanto, R.M., Sudarmanta, B., Syaifudin, A., dan Nugroho, G., Juli. 2018. "CFD simulation of circulating fluidized bed boiler 30 MW: Effect of primary and secondary air distribution on fluidization behavior". **AIP Conference Proceedings**. AIP Publishing
- Tarmizi, A., Sudarmanta, B., Syaifudin, A., dan Nugroho, G., Januari. 2018. "Numerical study effect of secondary air mass flow to characteristics of circulating fluidized bed boiler". **IPTEK Journal of Proceedings Series**. 136-141.
- Ozkan, M. 2010. *"Simulation of Circulating Fluidized Bed Combustors Firing Indigenous Lignite"*. **Middle East Technical University**.
- Firmansyah, R., & Suparman. 2013. *"Perhitungan Faktor Emisi CO2 PLTU Batu Bara dan PLTN"*. **Jurnal Pengembangan Energi Nuklir**.
- Akhadi, M. 2003. *"Menuju PLTU Ramah Lingkungan"*. **Energi LIPI**.
- Rayaprolu, K. 2009. *Boilers for Power and Process*. New York: Taylor & Francis Group.
- Basu, P. 2015. *Circulating Fluidized Bed Boilers Design, Operation and Maintenance*. Halifax Canada: Springer.
- Zhu, Q. 2013. *Developments in Circulating Fluidized Bed Combustion*. IEA Clean Coal Centre.
- Kumar, R., & Pandey, K. M. 2012. *"CFD Analysis of Circulating Fluidized Bed Combustion"*. Assam, India: **IRACST**.
- Kullendorff, A., Herstad, S., & Andersson, C. 1988. *Emission Control by Combustion in Circulating Fluidized Bed*. Oxford: Pergamon Press.

- Kinkar, A. S., Dhote, G. M., dan Chokkae, R. R. 2015. "*CFB Simulation on CFBC Boiler*". **International Journal of Scientific & Technology Research**.
- Pandey, K. M., & Kumar, R. 2011. "*Numerical Analysis of Coal Combustion in Circulating Fluidized Bed*". **International Journal of Chemical Engineering and Applications**.
- Tanskanen, V. 2005. "*CFD Study of Penetration and Mixing of Fuel in a Circulating Fluidized Bed Furnace*". Lappeenranta: **Lappeenranta University of Technology**.
- Manunggal, T. 2014. "*Operation Manual CFB PLTU BABEL*". **Manunggal Engineering**.
- P. P. 2011. "*Kajian Engineering Refractory PLTU Tarahan*". **PLN Puslitbang**.
- Gao, Jinsen., dan Chang, Jian. 2008. "*Experimental and Computational Studies on Flow Behavior of Gas-Solid Fluidized Bed with Dispartely Sized Binary Particles*". **Patricuology**.
- ASTM D388 Standard Classification of Coals by Rank.
- Boiler Design Instructions. **Sichuan Chuanguo Boiler Co., Ltd**.
- Sa'adiyah, D.S. 2013. "*Studi Numerik Karakteristik Aliran, Pembakaran dan Emisi Gas Buang pada Tangentially Fired Boiler 625 MWe dengan Komposisi Batubara 70% LRC dan 30% MRC pada Kondisi Pengoperasian yang Berbeda (Studi Kasus PLTU Suralaya Unit 8)*". **Teknik Mesin FTI-ITS. Surabaya**.
- Anonim. Circulating Fluidized Bed.
https://en.wikipedia.org/wiki/Circulating_fluidized_bed.
 Diakses pada 20-11-2017.
- Anonim. 2014. Operation Manual of CFB Boiler System.
Manunggal Engineering.
- Gandhi, M. B., Vuthaluru, R., dan Vuthaluru, H. 2012. "*CFD Based Prediction of Erosion Rate in Large Scale Wall-Fired Boiler*". **Applied Thermal Engineering Elsevier**.

LAMPIRAN

Volume fraksi pada sumbu-x

ketinggian pada sumbu-y (m)	Volume Fraction				
	kasus 1	kasus 2	kasus 3	kasus 4	kasus 5
30.00	8.69E-06	3.42E-06	3.86E-05	1.57E-05	1.67E-05
29.80	7.18E-06	4.79E-06	5.36E-05	1.99E-05	1.02E-04
29.29	4.27E-05	1.39E-05	1.60E-04	2.69E-05	4.53E-05
28.78	9.03E-05	9.89E-05	3.55E-04	7.09E-05	1.11E-04
28.27	1.85E-04	3.61E-04	5.53E-04	1.24E-04	1.58E-04
27.77	3.50E-04	9.28E-04	7.15E-04	9.65E-05	1.60E-04
27.26	5.27E-04	4.97E-04	8.99E-04	1.40E-04	7.29E-04
26.71	6.76E-04	6.45E-04	1.13E-03	1.62E-04	8.71E-04
26.16	7.77E-04	6.69E-04	1.38E-03	2.15E-04	3.82E-04
25.63	8.64E-04	6.72E-04	1.68E-03	2.43E-04	5.06E-04
25.10	9.46E-04	6.93E-04	1.92E-03	2.55E-04	5.38E-04
24.58	1.03E-03	7.30E-04	2.08E-03	2.73E-04	5.70E-04
24.06	1.07E-03	7.99E-04	2.22E-03	2.97E-04	5.99E-04
23.55	1.16E-03	9.08E-04	2.40E-03	3.28E-04	6.22E-04
23.04	1.26E-03	1.05E-03	2.59E-03	3.43E-04	6.67E-04
22.54	1.35E-03	1.24E-03	2.78E-03	3.49E-04	7.73E-04
22.05	1.09E-03	1.48E-03	3.03E-03	3.68E-04	6.53E-04
21.56	1.17E-03	1.75E-03	3.12E-03	1.01E-03	5.37E-04
21.01	1.68E-03	1.99E-03	3.32E-03	3.44E-03	5.95E-04
20.78	1.68E-03	1.41E-03	3.29E-03	6.77E-03	5.80E-04
20.52	1.65E-03	1.46E-03	3.51E-03	6.92E-03	3.36E-03
20.22	1.62E-03	1.44E-03	3.84E-03	7.70E-03	5.27E-03
20.05	1.60E-03	1.44E-03	3.92E-03	7.91E-03	5.56E-03
19.58	1.68E-03	1.52E-03	3.88E-03	7.29E-03	5.36E-03
19.10	2.02E-03	1.60E-03	3.93E-03	7.37E-03	6.69E-03
18.75	2.11E-03	1.73E-03	3.91E-03	7.57E-03	6.20E-03
18.39	2.21E-03	1.89E-03	3.89E-03	7.82E-03	7.09E-03
18.04	2.30E-03	1.97E-03	3.93E-03	8.14E-03	6.56E-03
17.68	2.38E-03	1.98E-03	4.03E-03	8.70E-03	6.11E-03
17.33	2.46E-03	2.00E-03	4.20E-03	9.71E-03	6.73E-03
16.97	2.55E-03	2.03E-03	4.43E-03	9.56E-03	8.33E-03
16.62	2.67E-03	2.07E-03	4.63E-03	9.67E-03	1.05E-02

16.26	2.80E-03	2.13E-03	4.90E-03	9.63E-03	1.20E-02
15.91	2.91E-03	2.22E-03	5.10E-03	9.77E-03	1.12E-02
15.56	1.84E-03	2.36E-03	5.08E-03	9.74E-03	9.39E-03
15.20	1.83E-03	2.48E-03	5.04E-03	9.56E-03	8.86E-03
14.85	1.80E-03	2.42E-03	5.12E-03	9.29E-03	9.28E-03
14.49	1.73E-03	2.24E-03	5.32E-03	8.96E-03	1.07E-02
14.14	1.63E-03	2.10E-03	5.47E-03	8.87E-03	1.13E-02
13.78	1.50E-03	2.04E-03	5.64E-03	8.75E-03	1.16E-02
13.43	1.42E-03	2.07E-03	6.22E-03	9.13E-03	1.14E-02
13.07	1.48E-03	1.05E-03	6.63E-03	8.69E-03	1.11E-02
12.72	1.77E-03	1.16E-03	6.70E-03	1.06E-02	1.14E-02
12.36	2.20E-03	1.25E-03	7.02E-03	1.28E-02	1.19E-02
12.01	2.45E-03	1.35E-03	6.87E-03	1.57E-02	1.18E-02
11.83	3.30E-03	1.41E-03	7.05E-03	1.58E-02	1.28E-02
11.55	2.62E-03	1.55E-03	8.17E-03	1.50E-02	1.59E-02
11.33	2.19E-03	1.85E-03	9.77E-03	1.52E-02	1.80E-02
11.01	1.15E-03	2.38E-03	1.27E-02	1.81E-02	1.99E-02
10.74	1.30E-03	2.91E-03	1.34E-02	1.76E-02	2.18E-02
10.57	1.93E-03	3.19E-03	1.47E-02	1.78E-02	3.02E-02
10.12	3.67E-03	6.14E-03	2.75E-02	3.23E-02	3.02E-02
9.85	3.42E-03	7.76E-03	3.79E-02	4.11E-02	2.75E-02
9.49	1.11E-02	1.37E-02	4.49E-02	5.43E-02	2.76E-02
9.13	2.18E-02	2.88E-02	4.74E-02	6.50E-02	3.18E-02
8.87	1.54E-02	3.78E-02	4.54E-02	6.75E-02	5.08E-02
8.52	1.00E-02	4.33E-02	4.21E-02	6.73E-02	1.12E-01
8.24	1.93E-02	6.32E-02	4.44E-02	8.41E-02	1.17E-01
8.04	2.44E-02	7.17E-02	5.22E-02	7.91E-02	1.14E-01
7.93	2.82E-02	6.88E-02	5.91E-02	8.11E-02	1.15E-01
7.50	4.99E-02	6.11E-02	8.04E-02	1.22E-01	1.29E-01
7.20	7.04E-02	7.06E-02	7.29E-02	1.44E-01	1.40E-01
7.00	6.09E-02	6.85E-02	8.86E-02	9.40E-02	1.06E-01
6.74	8.27E-02	6.60E-02	1.10E-01	1.15E-01	9.50E-02
6.49	7.16E-02	8.22E-02	1.01E-01	1.34E-01	1.39E-01
6.23	5.39E-02	9.63E-02	1.16E-01	1.83E-01	2.18E-01
6.03	5.47E-02	1.12E-01	1.44E-01	1.98E-01	2.52E-01
5.93	6.07E-02	1.19E-01	1.55E-01	2.13E-01	2.40E-01
5.82	6.78E-02	1.23E-01	1.67E-01	2.24E-01	2.28E-01
5.77	7.42E-02	1.23E-01	1.74E-01	2.25E-01	2.22E-01

5.67	8.60E-02	1.32E-01	1.87E-01	2.27E-01	2.11E-01
5.59	9.36E-02	1.63E-01	1.97E-01	2.38E-01	2.14E-01
5.49	1.10E-01	2.04E-01	1.90E-01	2.30E-01	2.03E-01
5.36	1.18E-01	1.93E-01	1.60E-01	2.10E-01	1.56E-01
5.27	1.45E-01	1.67E-01	1.33E-01	2.07E-01	1.36E-01
5.20	1.79E-01	2.54E-01	1.40E-01	1.93E-01	1.38E-01

Kecepatan udara *superficial*

Ketinggian di atas nozzle (m)	Kecepatan Udara Superfisial (m/s)				
	Kasus 1	Kasus 2	Kasus 3	Kasus 4	Kasus 5
0.3	6.72	6.48	6.25	6.17	6.15
0.6	6.40	6.24	6.00	5.70	4.75
0.9	5.87	5.55	5.21	4.95	4.37
1.2	5.29	4.80	4.58	4.47	4.24
1.5	4.78	4.64	4.26	4.13	4.11
1.8	4.42	4.08	3.99	3.81	3.78
2.1	3.79	3.66	3.53	3.49	3.50
2.4	3.66	3.47	3.19	3.13	2.64
2.7	3.71	3.37	3.06	2.99	2.48
3.0	4.20	3.07	2.95	2.81	2.48
3.3	4.44	2.93	2.83	2.58	2.28
3.6	4.85	3.08	2.76	2.32	2.14
3.9	5.02	3.19	2.62	2.11	2.08
4.2	5.45	3.34	2.50	2.09	1.91
4.5	5.54	3.80	2.62	2.20	1.89
Rata-rata	4.94	4.11	3.76	3.53	3.25

Tekanan *windbox*

ketinggian pada sumbu-y (m)	Tekanan (Pa)				
	Kasus 1	Kasus 2	Kasus 3	Kasus 4	Kasus 5
3.31	6691.26	7581.40	9295.10	11693.60	12767.30
3.33	6691.36	7581.40	9294.00	11693.20	12765.10
3.58	6689.67	7578.80	9276.30	11682.80	12736.60
3.71	6687.55	7576.90	9275.40	11680.90	12735.10
4.12	6684.27	7574.20	9272.70	11679.00	12732.80

4.25	6684.01	7573.60	9271.00	11678.20	12731.80
4.52	6685.87	7575.00	9268.60	11676.50	12731.00
4.79	6686.25	7576.10	9265.10	11673.40	12729.00
4.92	6691.65	7581.80	9270.10	11675.90	12732.20
5.07	3444.86	3815.84	5166.50	7339.70	7581.90
5.10	3428.74	3772.83	5157.25	7320.85	7572.51
5.20	3313.07	3592.27	5109.50	7222.40	7539.51
5.50	2145.14	2373.33	3911.16	5872.05	6931.99
5.72	1587.76	1860.60	2882.37	5092.05	6086.07
5.98	1139.61	849.31	2352.44	4734.65	5243.77
6.03	1063.70	752.82	2283.43	4668.17	5084.42
6.28	761.03	514.54	2021.05	4227.86	4238.29
6.54	558.73	376.19	1826.96	3780.05	3635.10
6.74	389.57	277.58	1692.72	3411.41	3558.93
7.00	96.59	157.44	1538.41	3145.34	3480.85
7.20	-229.41	16.53	1368.52	2944.78	3321.60
7.50	-583.77	-122.03	1198.08	2723.49	3019.93
7.80	-760.98	-194.87	1104.52	2593.95	2826.47
8.04	-791.39	-332.63	914.93	2317.83	2482.57
8.24	-804.65	-414.82	805.88	2163.98	2326.76
8.52	-821.39	-540.01	604.90	1969.35	2012.37
8.87	-834.63	-676.81	394.62	1694.20	1828.73
9.13	-840.70	-748.19	250.21	1379.33	1764.13
9.49	-845.43	-787.83	126.69	1121.24	1698.35
9.85	-846.08	-806.27	47.06	993.99	1615.72
10.12	-844.78	-818.95	-6.80	925.44	1509.14
10.32	-845.92	-827.74	-42.74	893.74	1420.87
10.57	-852.59	-836.80	-77.99	869.14	1354.27
10.74	-856.60	-843.54	-110.71	843.99	1261.70
11.01	-860.38	-853.83	-172.33	773.01	1101.30
11.33	-862.35	-863.46	-209.29	690.79	994.33
11.55	-862.95	-869.12	-226.09	637.20	937.81
11.83	-863.10	-872.21	-234.90	605.17	907.71
12.01	-863.29	-877.57	-252.31	546.45	849.93
12.36	-863.85	-882.74	-274.39	492.48	785.63
12.72	-864.01	-887.40	-299.55	446.75	720.28
13.07	-864.29	-891.30	-323.76	406.57	662.94
13.43	-864.58	-894.25	-343.74	367.53	612.63

13.78	-864.89	-896.50	-360.39	327.68	562.31
14.14	-865.22	-899.06	-376.01	286.18	509.97
14.49	-865.57	-903.01	-391.48	242.03	459.28
14.85	-865.95	-908.13	-407.94	197.99	413.89
15.20	-866.37	-913.03	-427.07	157.13	370.50
15.56	-866.80	-917.00	-448.19	118.67	315.92
15.91	-867.22	-920.50	-468.28	80.82	246.40
16.26	-867.62	-924.02	-485.78	41.60	179.49
16.62	-867.99	-927.51	-501.82	0.63	125.86
16.97	-868.35	-930.79	-517.77	-38.72	81.49
17.33	-868.71	-933.76	-533.80	-73.65	42.91
17.68	-869.07	-936.48	-549.63	-105.18	8.53
18.04	-869.42	-939.07	-565.02	-134.96	-21.94
18.39	-869.77	-941.66	-579.54	-163.36	-49.78
18.75	-870.09	-944.47	-593.08	-191.83	-79.03
19.10	-870.40	-948.26	-611.19	-232.16	-121.11
19.58	-870.81	-950.63	-623.66	-262.63	-148.92
19.89	-871.12	-951.81	-629.83	-277.78	-162.78
20.05	-871.28	-952.57	-633.91	-287.80	-171.57
20.27	-871.46	-953.66	-639.86	-302.51	-183.91
20.56	-871.68	-955.64	-651.67	-327.90	-205.99
20.76	-871.89	-957.26	-661.63	-344.85	-230.14
21.00	-872.12	-958.98	-671.70	-361.51	-258.60
21.55	-872.61	-965.30	-704.82	-422.62	-357.46
22.04	-873.02	-968.21	-719.18	-453.25	-412.08
22.53	-873.41	-970.94	-732.52	-485.28	-462.72
23.02	-873.78	-973.49	-745.35	-516.26	-507.20
23.53	-874.14	-975.86	-757.57	-542.86	-547.11
24.03	-874.47	-978.08	-769.17	-565.84	-584.85
24.55	-874.78	-980.15	-780.57	-588.57	-620.66
25.07	-875.06	-982.01	-791.46	-612.88	-654.37
25.60	-875.31	-983.63	-801.18	-637.75	-687.40
26.14	-875.52	-985.07	-809.51	-660.86	-719.17
26.69	-875.65	-986.36	-816.58	-679.96	-747.26
27.25	-875.73	-987.22	-821.77	-693.31	-767.28
27.75	-875.75	-987.66	-825.57	-704.07	-782.19
28.26	-875.70	-987.78	-827.90	-712.12	-793.18
28.77	-875.60	-987.77	-828.97	-716.92	-800.95

29.27	-875.50	-987.73	-829.28	-719.22	-805.70
29.78	-875.40	-987.68	-829.31	-720.11	-807.90
30.28	-875.30	-987.66	-829.30	-720.32	-808.53
30.79	-875.24	-987.63	-829.27	-720.33	-808.61
31.29	-875.17	-987.61	-829.27	-720.32	-808.61
31.82	-875.13	-987.62	-829.30	-719.94	-808.23
32.34	-875.05	-987.62	-829.30	-719.94	-808.23

Volume fraksi pada *inlet cyclone*

Sumbu-z	Volume Fraction pada Cyclone				
	Kasus 1	Kasus 2	Kasus 3	Kasus 4	Kasus 5
3.20	1.75E-04	1.71E-04	1.40E-04	1.12E-04	5.99E-05
3.23	2.09E-04	2.05E-04	1.64E-04	1.30E-04	6.75E-05
3.36	5.58E-04	5.44E-04	3.61E-04	2.85E-04	1.10E-04
3.48	1.04E-03	9.57E-04	5.20E-04	4.22E-04	1.24E-04
3.59	1.56E-03	1.32E-03	6.05E-04	4.96E-04	1.28E-04
3.70	2.03E-03	1.56E-03	6.50E-04	5.20E-04	1.33E-04
3.74	2.17E-03	1.62E-03	6.66E-04	5.21E-04	1.36E-04
3.80	2.38E-03	1.70E-03	6.87E-04	5.21E-04	1.40E-04
3.89	2.52E-03	1.72E-03	7.20E-04	6.04E-04	1.48E-04
3.99	2.87E-03	1.88E-03	8.22E-04	6.06E-04	1.75E-04
4.07	3.88E-03	2.25E-03	9.86E-04	6.98E-04	2.47E-04
4.16	4.54E-03	2.45E-03	1.71E-03	7.84E-04	2.98E-04

Kecepatan *material bed* pada cyclone

Sumbu-z	Kecepatan <i>Material Bed</i> pada Cyclone				
	Kasus 1	Kasus 2	Kasus 3	Kasus 4	Kasus 5
4.29	11.95	10.70	9.82	9.04	9.10
3.96	11.73	10.18	9.51	8.81	8.89
3.92	11.65	10.03	9.40	8.72	8.85
3.63	11.09	9.00	8.61	8.02	8.52
3.33	6.43	6.75	7.40	6.91	7.86
3.12	1.09	2.12	6.26	6.15	7.36
3.07	0.72	1.53	5.82	6.04	7.26
2.94	0.00	0.00	4.66	5.75	6.99

2.78	0.00	0.00	2.27	5.55	6.70
2.60	0.00	0.00	0.10	4.47	6.38
2.50	0.00	0.00	0.05	3.17	4.94

Temperatur

ketinggian pada sumbu-y (m)	Temperatur (C)				
	Kasus 1	Kasus 2	Kasus 3	Kasus 4	Kasus 5
5.50	405.61	406.64	408.44	409.62	411.97
5.77	409.97	413.60	411.18	411.82	412.24
6.03	412.81	415.28	413.73	412.08	412.28
6.23	419.09	418.28	414.36	413.91	413.44
6.54	439.07	430.68	423.19	418.32	416.51
6.74	438.47	430.48	431.98	417.86	418.97
7.00	435.53	425.85	429.65	396.37	421.56
7.20	434.38	424.26	428.59	407.43	398.90
7.50	434.11	423.79	436.41	413.95	368.29
7.80	436.16	426.69	449.09	411.78	392.69
8.04	441.91	433.91	456.64	408.66	412.25
8.24	448.35	441.14	463.25	411.11	422.28
8.52	459.03	455.42	467.80	438.93	428.49
8.87	479.60	472.52	469.89	467.96	441.03
9.13	483.47	472.75	468.80	470.49	459.92
9.49	479.53	468.49	465.79	468.80	477.74
9.85	473.32	462.96	461.96	466.14	474.83
10.12	469.77	459.99	459.57	464.72	466.97
10.57	475.20	466.12	465.72	471.71	470.41
10.74	478.67	469.84	470.45	475.58	477.17
11.01	485.07	476.77	478.86	481.42	492.48
11.33	493.20	485.57	488.69	487.50	501.27
11.55	498.90	491.73	495.26	491.72	500.76
11.83	505.20	498.50	502.22	496.36	500.66
12.01	509.72	503.34	506.92	499.67	502.92
12.36	519.02	513.33	516.27	506.61	509.96
12.72	526.68	521.61	523.59	512.44	516.89
13.07	534.03	529.62	530.44	518.18	523.82
13.43	541.19	537.49	537.08	524.00	530.65
13.78	548.30	545.35	543.74	530.03	537.49

14.14	555.47	553.31	550.62	536.42	544.51
14.49	562.79	561.48	557.86	543.28	551.83
14.85	570.34	569.94	565.56	550.74	559.52
15.20	578.20	578.71	573.77	558.87	567.64
15.56	586.40	587.77	582.49	567.71	576.19
15.91	594.98	597.05	591.69	577.28	585.12
16.26	603.90	606.45	601.27	587.53	594.37
16.62	613.09	615.81	611.10	598.35	603.79
16.97	622.43	625.02	621.00	609.56	613.33
17.33	631.71	633.94	630.76	620.90	622.92
17.68	640.69	642.42	640.20	632.08	632.36
18.04	649.20	650.31	649.16	642.78	641.51
18.39	657.06	657.43	657.46	652.66	650.22
18.75	663.90	663.47	664.85	661.32	658.24
19.10	669.70	668.31	671.22	668.62	665.66
19.58	676.73	673.95	678.57	676.75	674.75
20.05	690.63	687.08	691.12	689.65	688.40
20.22	690.58	686.66	690.43	689.11	688.17
20.52	692.07	687.57	689.91	688.91	689.06
20.78	692.97	687.50	687.74	687.19	688.57
21.01	685.27	677.14	672.82	673.32	676.79
21.56	671.25	654.55	640.12	642.41	648.73
22.05	658.73	634.21	617.01	619.23	625.70
22.54	652.12	620.72	604.33	605.45	610.88
23.04	652.97	617.79	603.59	603.47	607.99
23.55	657.62	622.54	611.33	610.46	615.26
24.06	664.42	632.01	625.24	624.00	630.15
24.58	675.16	645.66	644.08	642.56	649.96
25.10	690.74	662.83	665.54	663.64	671.25
25.63	709.38	681.67	686.84	684.53	691.23
26.16	728.28	700.10	705.76	703.17	708.35
26.71	745.09	716.48	721.42	718.76	722.44
27.26	759.11	730.25	734.24	731.65	734.18
27.77	770.08	740.98	744.48	742.01	743.86
28.27	779.96	750.45	754.13	751.76	753.21
28.78	789.34	759.11	763.63	761.30	762.49
29.29	798.95	767.61	773.47	771.09	772.04
29.80	809.70	776.72	784.15	781.64	782.30

30.31	822.87	787.52	796.48	793.67	794.02
30.82	840.07	801.19	811.31	808.01	808.08
31.33	861.25	817.13	827.32	823.43	823.37
31.85	881.69	830.70	838.11	834.02	834.67
32.00	879.50	827.32	833.66	829.55	830.31

“halaman ini sengaja dikosongkan”

TERIMA KASIH

Selain pihak-pihak yang telah disebutkan dalam kata pengantar, penulis juga ingin memberikan rasa hormat dan terima kasih kepada pihak-pihak yang telah memberikan semangat dan membantu penulis dalam mengefektifkan tugas akhir ini, yakni :

5. Segenap dosen dan karyawan Departemen Teknik Mesin ITS yang telah mencurahkan segala tenaga dan pikiran dalam rangka proses perkuliahan dan non-akademik selama penulis menempuh pendidikan sarjana di Teknik Mesin ITS.
6. Rekan satu tim tugas akhir penulis, Ahmad Obrain Ghifari, Ahmad Tarmizi, dan Rizki Mohammad Wijayanto yang telah memberikan bantuan dan kerja sama yang baik dalam penyelesaian tugas akhir ini.
7. Teman-teman dan saudara seperjuangan Lintas Jalur 2015, terima kasih atas persahabatan yang terjalin, dukungan, dan motivasi yang menjadi semangat penulis dalam studi di Teknik Mesin ITS.
8. Teman-teman Laboratorium Pembakaran dan Sistem Energi, Mas Hasfi, Mas Yoga, Ayuk, Amal, Lana, dan Dhesa, terima kasih atas doa dan dukungannya selama ini.
9. Kakak-kakak tersayang Mas Ari dan Mba Nurul yang tanpa henti memberikan masukan dan dukungan selama ini.
10. Sahabat kosan mandar, Taufik, Ibnu, Sigit, Andes dan Ridwan, terima kasih atas segala bentuk dukungan dan godaan kalian.
11. Teman-teman dari Kendo ITS dan Kendo Surabaya, terima kasih telah memberikan hari yang menyenangkan.
12. Semua pihak lainnya yang tidak dapat disebutkan satu persatu oleh penulis.

“halaman ini sengaja dikosongkan”

BIODATA PENULIS



Penulis bernama lengkap Bayu Adi Muliawan, dilahirkan di Jakarta pada tanggal 28 November 1992, merupakan anak ketiga dari 3 bersaudara. Penulis telah menempuh pendidikan formal yaitu di SDN Jatimulya 11 Tambun Selatan pada tahun 1999-2005, SMPN 4 Tambun Selatan pada tahun 2005-2008, SMAN 30 Jakarta pada tahun 2008-2011 dan mengambil gelar D3 di Politeknik Negeri Jakarta jurusan teknik mesin bidang perancangan pada tahun 2011-2014. Selama di Politeknik Negeri Jakarta, penulis pernah mengikuti kegiatan himpunan mahasiswa dan menjadi ketua departemen ekonomi pada tahun 2012-2013. Penulis mengikuti tes mandiri lintas jalur Jurusan Teknik Mesin FTI-ITS pada tahun 2015 dan diterima dengan NRP 02111545000046.

Di Jurusan Teknik Mesin ini Penulis tergabung dalam Laboratorium Pembakaran dan Sistem Energi. Penulis sempat mengikuti riset tentang CFB Boiler yang menjadi dasar dipilihnya tugas akhir ini dan menjadi pembicara dalam pelatihan Computational Fluid Dynamics di PT. PJB Service.